

**PRARANCANGAN PABRIK
ETHYL TERTIARY BUTYL ETHER DARI ISOBUTILENA DAN
ETANOL KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Disusun oleh :

Nama : Ali Rohman

Nama : Muhammad Khoirun Nizar

NIM :19521143

NIM :19521154

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2026

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTYL ETHER DARI
ISOBUTILENA DAN ETANOL KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Ali Rohman

Nama : Muhammad Khoirun Nizar

NIM : 19521143

NIM : 19521154

Yogyakarta, 22 Juni 2026

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun 1



Ali Rohman

Nim : 19521143

Penyusun 2



Muhammad Khoirun Nizar

Nim : 19521154

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTYL ETHER DARI
ISOBUTILENA DAN ETANOL KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :

Nama : Ali Rohman

NIM : 19521143

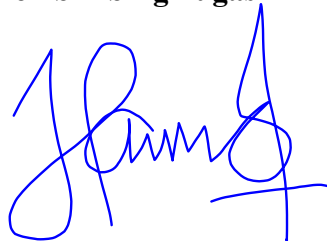
Nama : Muhammad Khoirun Nizar

NIM : 19521154

Yogyakarta, 22 Juni 2026

Menyetujui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

NIP. 105210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTYL ETHER DARI ISOBUTILENA DAN ETANOL KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Ali Rohman

Nama : Muhammad Khoirun Nizar

NIM : 19521143

NIM : 19521154

**Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik
Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia**

Yogyakarta, 15 Juli 2026

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Ketua Penguji

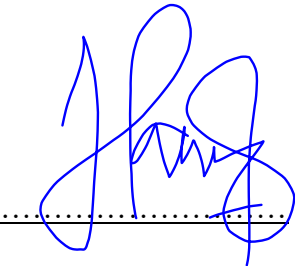
Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T.,

Ph.D., IPM, ASEAN Eng.

Penguji 1

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M. Eng

Penguji 2

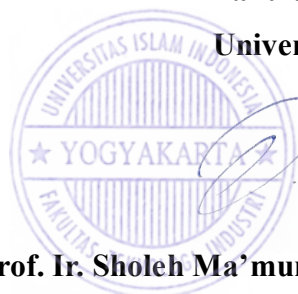

24/07/2026

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., IPM, ASEAN Eng.

NIP. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan Karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya. Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul “PRARANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTYL ETHER DARI ISOBUTILENA DAN ETANOL KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.
2. Kedua orang tua tercinta, Kami sangat bangga menjadi anak ayah dan ibu yang menjadikan kami selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga.
3. Bapak Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., IPM, ASEAN Eng. selaku Ketua Program Studi

Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa di dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, kami ucapkan terimakasih.

Yogyakarta, 22 Juni 2026

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
ABSTRAK.....	xvi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Supply (penawaran)	2
1.2.2 Demand (Permintaan)	4
1.2.3 Peluang	8
1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku.....	9
1.2.5 Daftar Pabrik Komersial.....	10
1.3 Tinjauan Pustaka	12
1.3.1 Pemilihan Proses	12
1.3.2 Termodinamika Etil Tertier Butil Eter	19
BAB II PERANCANGAN PRODUK	25
2.1. Spesifikasi Produk dan Bahan Baku	25
2.1.1 Spesifikasi Produk	25
2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku	26
2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung.....	30
2.3 Pengendalian Kualitas	31
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	31
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	33
2.3.3 Pengendalian Waktu.....	36
2.3.4 Pengendalian Bahan Proses.....	37

BAB III PERANCANGAN PROSES.....	38
3.1 Diagram Alir Proses	38
3.1.1 Diagram Alir Proses Kualitatif.....	38
3.1.2 Diagram Alir Proses Kuantitatif.....	39
3.2. Uraian Proses	40
3.2.1. Tahap Penyiapan Bahan Baku.....	40
3.2.2. Tahap Proses Pembentukan Produk	41
3.2.3. Tahap Proses Pemurnian Produk.....	41
3.2.4. Tahap Proses Penyimpanan Produk	42
3.3 Spesifikasi Alat	43
3.3.1 Reaktor (R-01)	43
3.3.2 Merara Distilasi 1 (MD-01).....	44
3.3.3 Merara Distilasi 2 (MD-02).....	44
3.3.4 Merara Distilasi 3 (MD-03).....	45
3.3.5 Tangki Penyimpanan.....	46
3.3.6 Kondensor	47
3.3.7 Reboiler	49
3.3.8 Alat Penukar Panas	50
3.3.9 Tangki Akumulator	52
3.3.10 Alat Transportasi	54
3.3.11 Alat Pencampuran Bahan Baku Mixer (M-01)	55
3.4 Neraca Massa	55
3.4.1 Neraca Massa Total.....	55
3.4.2 Neraca Massa Peralatan.....	56
3.5 Neraca Panas	58
3.5.1 Neraca Panas Reaktor	58
3.5.2 Neraca Panas Keseluruhan	59
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	60
4.1. Lokasi Pabrik	60
4.1.1 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	60
4.1.2 Faktor Primer.....	60

4.1.2.1 Penyediaan Bahan Baku	60
4.1.2.2 Pemasaran	61
4.1.2.3 Utilitas	61
4.1.2.4 Tenaga Kerja	62
4.1.2.5 Transportasi dan Telekomunikasi	62
4.1.3. Faktor Sekunder	62
4.1.3.1 Buangan Pabrik	62
4.1.3.2 Kebijakan Pemerintah	62
4.1.3.3 Tanah dan Iklim	63
4.1.3.4 Keadaan Masyarakat	63
4.1.3.5 Prasarana dan Fasilitas Sosial	63
4.2. Tata Letak Pabrik	64
4.3. Tata Letak Mesin / Alat Proses (Machines Layout)	69
4.3.1 Aliran bahan baku dan produk	69
4.3.2 Aliran udara	69
4.3.3 Cahaya	69
4.3.4 Lalu lintas manusia	70
4.3.5 Tata letak alat proses	70
4.3.6 Jarak antar alat proses	70
4.3.7 Maintenance	70
4.4. Organisasi Perusahaan	74
4.4.1. Bentuk Perusahaan	74
4.4.2. Struktur Organisasi Perusahaan	75
4.4.3. Tugas dan Wewenang	78
4.4.3.1. Pemegang Saham	78
4.4.3.2. Dewan Komisaris	78
4.4.3.3. Dewan Direksi	79
4.4.3.4. Staf Ahli	80
4.4.3.5. Kepala Bagian	80
4.4.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	85
4.4.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan	86

4.4.5.1. Jadwal NonShift	86
4.4.5.2. Jadwal Shift	86
4.4.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	87
4.4.6.1. Penggolongan Jabatan	87
4.4.6.2. Perincian Jumlah Karyawan	88
4.4.6.3. Sistem Gaji Pegawai	90
4.4.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan	91
4.4.8. Manajemen Produksi	94
BAB V UTILITAS	96
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	96
5.1.1. Air pendingin.....	96
5.1.2. Sebagai pemadam kebakaran dan alat pemadam lain	97
5.2. Unit Penyedia Tenaga Listrik Dan Bahan Bakar	103
5.3. Unit Pembangkit Steam.....	105
5.4. Unit Pembangkit Listrik	106
5.5. Perhitungan Kebutuhan Air.....	110
5.5.1. Perhitungan Air Sanitasi	110
5.5.2 Total Kebutuhan Air	111
5.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar	113
5.7 Unit Pengolahan Limbah.....	113
5.8 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas.....	115
BAB VI EVALUASI EKONOMI	120
6.1. Penaksiran Harga Peralatan	120
6.2. Dasar Perhitungan.....	124
6.3. Perhitungan Biaya.....	124
6.3.1 Capital Investment	124
6.3.2 Manufacturing Cost	125
6.3.3 General Expense	126
6.4. Analisa Kelayakan	126
6.4.1. Percent Return of Investment (ROI)	126
6.4.2. Pay Out Time (POT).....	127

6.4.3. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)	127
6.4.4. Break Event Point (BEP).....	128
6.4.5. Shut Down Point (SDP).....	128
6.5. Hasil Perhitungan	129
6.5.1 Physical Plant Cost (PPC)	129
6.5.2 Direct Plan Cost (DPC)	129
6.5.3. Fixed Capital Investment (FCI)	130
6.5.4. Direct Manufacturing Cost (DMC).....	130
6.5.5. Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	131
6.5.6 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	131
6.5.7. Manufacturing Cost (MC)	131
6.5.8. Working Capital (WC).....	132
6.5.9. General Expense (GE)	132
6.5.10. Total Production Cost (TPC).....	133
6.5.11. Fixed Cost (Fa).....	133
6.5.12. Variable Cost (Va)	133
6.5.13. Regulated Cost (Ra).....	134
6.6. Analisa kelayakan	135
6.6.1 Percent Return of Investment (ROI)	135
6.6.2 Pay Out Time (POT)	135
6.6.3 Break Event Point (BEP).....	136
6.6.4 Shut Down Point (SDP).....	137
6.6.5 Discounted Cash Flow (DCF)	137
BAB VII PENUTUP	139
7.1 Kesimpulan	139
7.2 Saran	141
DAFTAR PUSTAKA	142
LAMPIRAN A	
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM	
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor klasifikasi ETBE dari Tahun 2020-2024	3
Tabel 1.2 Data Ekspor klasifikasi ETBE dari Tahun 2020-2024	5
Tabel 1.3 Data Produksi Gasoline di Indonesia tahun 2020-2024	7
Tabel 1.4 Pabrik penyedia Etanol	10
Tabel 1.5 Pabrik penyedia Isobutilena	10
Tabel 1.8 Pabrik Komersial ETBE	10
Tabel 1.9 Perbandingan Metode Pembuatan ETBE	18
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor	43
Tabel 3.2 Spesifikasi Menara Distilasi 1	44
Tabel 3.3 Spesifikasi Menara Distilasi 2	44
Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi 3	45
Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	46
Tabel 3.6 Spesifikasi Kondensor (CD-01)	47
Tabel 3.7 Spesifikasi Kondensor (CD-02)	47
Tabel 3.8 Spesifikasi Kondensor (CD-03)	48
Tabel 3.9 Spesifikasi Reboiler (RB-01)	49
Tabel 3.10 Spesifikasi Reboiler (RB-02)	49
Tabel 3.11 Spesifikasi Reboiler (RB-03)	50
Tabel 3.12 Spesifikasi Cooler (CL-01)	50
Tabel 3.13 Spesifikasi Cooler (CL-02)	51
Tabel 3.14 Spesifikasi Cooler (CL-03)	52
Tabel 3.15 Spesifikasi Tangki Akumulator	52
Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Transportasi	54
Tabel 3.17 Spesifikasi Mixer (M-01)	55
Tabel 3.18 Neraca Massa Total	55
Tabel 3.19 Neraca Massa Reaktor	56
Tabel 3.20 Neraca Massa Menara Distilasi 1	56
Tabel 3.21 Neraca Massa Menara Distilasi 2	57

Tabel 3.22 Neraca Massa Menara Distilasi 3	57
Tabel 3.23 Neraca Panas Reaktor	58
Tabel 3.24 Neraca Panas Keseluruhan	59
Tabel 4.1 Luas Bangunan.....	66
Tabel 4.2 Penggolongan Jabatan	87
Tabel 4.3 Perincian Jumlah Karyawan.....	88
Tabel 4.4 gaji berdasarkan jabatan	91
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin	101
Tabel 5.2 Kebutuhan Listrik Proses	108
Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Utilitas	109
Tabel 5.4 Spesifikasi Pompa Utilitas	115
Tabel 5.5 Spesifikasi Tangki Utilitas.....	116
Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Pengendap	117
Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Clarifier.....	117
Tabel 5.8 Spesifikasi Sand Filter	117
Tabel 5.9 Spesifikasi Bak Air Bersih	118
Tabel 5.10 Spesifikasi Cooling Tower	118
Tabel 5.11 Spesifikasi Boiler	118
Tabel 5.12 Spesifikasi Unit Udara Tekan.....	119
Tabel 6.1 Index Harga	121
Tabel 6.2 Index Harga Regresi	123
Tabel 6.3 Physical Plant Cost (PPC)	129
Tabel 6.4 Direct Plant Cost (DPC)	129
Tabel 6.5 Fixed Capital Investment (FCI)	130
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	130
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	131
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	131
Tabel 6.9 Manufacturing Cost (MC)	131
Tabel 6.10 Working Capital (WC).....	132
Tabel 6.11 General Expense (GE)	132
Tabel 6.12 Total Production Cost (TPC).....	133

Tabel 6.13 Fixed Cost (F_a)	133
Tabel 6.14 Variable Cost (V_a).....	133
Tabel 6.15 Regulated Cost (R_a).....	134

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kurva Linear Jumlah Impor klasifikasi ETBE di Indonesia	4
Gambar 1.2 Kurva Linear Jumlah Ekspor klasifikasi ETBE di Indonesia	6
Gambar 1.3 Data Konsumsi ETBE	8
Gambar 3.1 Diagram alir porses kualitatif.....	38
Gambar 3.2 Diagram alir porses kuantitatif	39
Gambar 4.1 Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik.....	60
Gambar 4.2 Rencana Tata letak Pabrik	68
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	73
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	95
Gambar 6.1 Grafik Tahun vs Harga	122
Gambar 6.2 Grafik Analisa Ekonomi	138

ABSTRAK

Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) telah mendapat perhatian signifikan sebagai agen peningkat angka oktan (octane booster) yang menjanjikan untuk menggantikan aditif berbasis fosil dan senyawa aromatik berbahaya dalam bensin. ETBE disintesis dapat melalui reaksi eterifikasi antara etanol dan isobutilena. Pabrik ETBE dengan kapasitas 150.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri berlokasi di Cilegon, Banten. Metode pembuatan ETBE adalah dengan mereaksikan isobutilena dan etanol dengan bantuan katalis amberlyst-15 pada reaktor fixed bed multitube dengan suhu 77,54 °C dan tekanan 8 atm. Metode ini disebut dengan eterifikasi, selanjutnya hasil dari reaktor akan dipisahkan menggunakan menara distilasi 1 dengan hasil atas berupa isobutilena yang akan digunakan kembali untuk recycle hasil bawahnya akan dilanjutkan lagi menuju ke menara distilasi 2. Pemisahan produk utama pada menara distilasi dengan hasil atas berupa senyawa ETBE yang disimpan ke tangki penyimpanan produk. Produk hasil akhir untuk senyawa ETBE akan diturunkan suhunya menggunakan pendingin, sehingga produk berada pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Untuk proses akhir pada menara distilasi 3 menghasilkan etanol yang digunakan sebagai recycle. Analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik kimia perlu dikonversi secara tetap dengan modal tetap sebesar Rp1.039.153.452.707,62 dan modal kerja sebesar Rp921.838.538.585,38 dengan total biaya produksi sekitar Rp3.252.365.944.400. Keuntungan sebelum pajak yaitu Rp466.880.305.599,74 dan keuntungan setelah pajak yaitu Rp326.816.213.919,82. Kemudian persen pengembalian investasi (ROI) sebelum dan sesudah pajak yaitu 45% dan 31%. Untuk *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,82 tahun dan sesudah pajak 2,41 tahun. Titik impas (BEP) dengan nilai 36% kemudian *Shut Down Point* (SDP) sebesar 16% dan *Discounted Cash Flow of Return* (DCFR) adalah 29,95% dari hasil evaluasi ekonomi, bisa disimpulkan bahwa pabrik ETBE cukup bagus untuk didirikan.

Kata Kunci: Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE), Eterifikasi, Fixed Bed Multitube Reaktor, Menara Distilasi, Analisis Ekonomi.

ABSTACK

Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) has gained significant attention as a promising octane booster agent to replace fossil-based additives and hazardous aromatic compounds in gasoline. ETBE can be synthesized through an etherification reaction between ethanol and isobutylene. This ETBE plant, with a capacity of 150,000 tons/year, is planned to be established in an industrial area located in Cilegon, Banten. The method used for ETBE production is by reacting isobutylene and ethanol with the aid of an Amberlyst-15 catalyst in a multitube fixed bed reactor at a temperature of 77.54 °C and a pressure of 8 atm. This method is referred to as etherification, and the output from the reactor is subsequently separated using the first distillation column, where the top product is isobutylene to be recycled, while the bottom product is directed to the second distillation column. The separation of the main product in the distillation column yields ETBE as the top product, which is then stored in the product storage tank. The temperature of the final ETBE product is lowered using a cooler, bringing it to a storage condition of 30 °C and 1 atm. For the final process, the third distillation column produces ethanol, which is recycled back into the system. Economic analysis indicates that the chemical plant requires a fixed capital investment of IDR 1.039.153.452.707,62, a working capital of approximately IDR 921.838.538.585,38, and a total production cost of around IDR 3.252.365.944.400. The profit before tax is IDR 466.880.305.599,74, while the profit after tax is IDR 326.816.213.919,82. The Return on Investment (ROI) before and after tax is 45% and 31%, respectively. The Pay Out Time (POT) before tax is 1,82 years and 2,41 years after tax. The Break-Even Point (BEP) is valued at 36%, followed by a Shut Down Point (SDP) of 16%, and the Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) is 29,95%. Based on the results of the economic evaluation, it can be concluded that the ETBE plant is highly feasible to be established.

Keywords: *Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE), Etherification, Multitube Fixed Bed Reactor, Distillation Column, Economic Analysis.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. LATAR BELAKANG

Peran bidang industri kimia di dalam negeri sangat penting untuk meningkatkan sektor penggerak perekonomian Indonesia dan mampu menjadi kontribusi secara signifikan terhadap pendapatan devisa negara yang digunakan untuk mengimpor bahan kimia, oleh karena itu pemerintah terus mendorong tumbuhnya industri kimia di dalam negeri. Dengan mendirikan banyak industri kimia diharapkan dapat menurunkan jumlah impor bahan kimia dari negara lain. Pembangunan bidang industri kimia di Indonesia sangat penting untuk menjangkau struktur ekonomi yang lebih kuat, menurunkan jumlah impor bahan kimia dari negara lain, meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia dalam negeri, serta dapat memperluas lapangan pekerjaan.

Berdasarkan proses produksinya, industri dikategorikan menjadi dua macam yaitu industri hulu dan industri hilir. Indonesia harus lebih memperhatikan industri yang berbasis di hulu. Industri hulu memiliki sifat hanya menyediakan bahan baku yang dibutuhkan oleh industri lain. Salah satunya adalah etil tersier butil eter atau yang lebih dikenal dengan ETBE, bahan industri kimia ini berperan sebagai bahan campuran dalam pembuatan bahan bakar atau industri perminyakan.

ETBE merupakan salah satu bahan kimia yang berperan penting dalam industri bahan bakar, ETBE yang mempunyai rumus kimia $C_6H_{14}O$ merupakan additif bensin alternatif pengganti dari MTBE. Seiring dengan berkembangnya industri di seluruh dunia kebutuhan akan bahan additif bensin akan terus meningkat. Penggunaan ETBE dalam industri berfokus pada industri bahan bakar khususnya gasoline/bensin. ETBE digunakan sebagai bahan additif untuk meningkatkan angka oktan pada bensin yang memungkinkan pembakaran bahan bakar yang lebih efisien dan mengurangi ketukan pada mesin. ETBE juga merupakan alternatif ramah lingkungan pengganti MTBE yang di beberapa negara sudah dilarang penggunaannya dikarenakan masalah pencemaran lingkungan.

1.2. PENENTUAN KAPASITAS PABRIK

Dalam menentukan kapasitas produksi ada beberapa faktor yang harus diperhatikan, yaitu:

1.2.1. Supply

Supply terdiri dari produksi dalam negeri dan impor.

1.2.1.1. Produksi Dalam Negeri

Sampai saat ini (2025) belum ada pabrik yang secara komersial memproduksi etil tersier butil eter (ETBE) di Indonesia, namun beberapa pabrik memiliki produk berupa ETBE sebagai hasil samping atau sebagai bahan additif untuk produk utama yang dihasilkan. Kebutuhan

ETBE di indonesia juga dipenuhi melalui impor namun jumlahnya tidak terlalu besar.

1.2.1.2. Impor

Berdasarkan data dari UN Comtrade Indonesia telah mengimpor produk kimia eter asiklik kecuali dietil eter dengan kode HS 290919 termasuk turunannya yaitu etil tersier butil eter (ETBE).

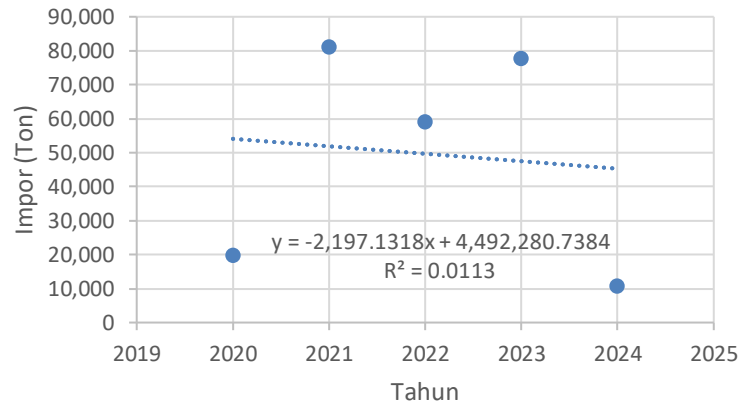
Tabel 1.1 Data Impor klasifikasi ETBE dari Tahun 2020-2024 :

Tahun	Impor (Ton)
2020	19.881,647
2021	81.197,745
2022	58.936,476
2023	77.780,931
2024	10.604,395

(Sumber : UN Comtrade)

Berdasarkan Tabel 1. data ekspor dari turunan eter asiklik terus mengalami perubahan dari tahun ke tahun. Untuk memproyeksikan data dalam prarancangan pabrik yang akan didirikan pada tahun 2029, data yang diperoleh dapat diolah menggunakan metode regresi linear dan rata-rata pertumbuhan seperti sebagai berikut:

Metode Regresi Linear



Gambar 1.1 Kurva Linear Jumlah Impor klasifikasi ETBE di Indonesia

Untuk mengetahui besarnya impor ETBE di tahun 2029, maka dapat dihitung dengan menggunakan grafik persamaan linear yang ada di gambar 1.1

yaitu :

$y = -2.197,1318x + 4.492.280,7384$ dengan $x = 2029$ sehingga,

$$y = -2.197,1318 (2029) + 4.492.280,7384$$

$y = 34.300,316$ Dari persamaan tersebut dapat diproyeksikan nilai impor pada tahun 2029 di Indonesia yaitu sebesar 34.300,316 ton/tahun.

1.2.2 Demand (Permintaan)

Demand terdiri dari Ekspor dan Konsumsi dalam negeri.

1.2.2.3. Ekspor

Berdasarkan data dari UN Comtrade, Indonesia telah mengekspor produk kimia eter asiklik kecuali dietil eter dengan kode HS 290919 termasuk turunannya yaitu etil tersier butil eter (ETBE).

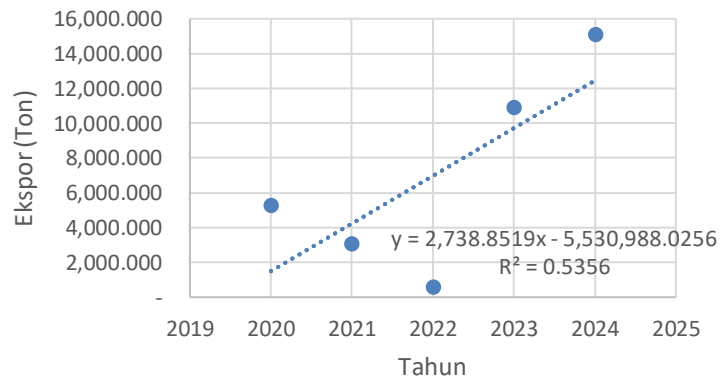
Tabel 1.2 Data Ekspor klasifikasi ETBE dari Tahun 2020-2024

Tahun	Ekspor (Ton)
2020	5.290,322
2021	3.045,713
2022	569,293
2023	10.879,630
2024	15.067,623

(Sumber : UN Comtrade)

Berdasarkan Tabel 1.3 data ekspor dari turunan eter asiklik terus mengalami perubahan dari tahun ke tahun. Untuk memproyeksikan data dalam prarancangan pabrik yang akan didirikan pada tahun 2029, data yang didapat diolah menggunakan metode regresi linear dan rata-rata pertumbuhan.

Metode Regresi Linear



Gambar 1.2 Kurva Linear Jumlah Ekspor klasifikasi ETBE di Indonesia

Untuk mengetahui besarnya ekspor ETBE di tahun 2029, maka dapat dihitung dengan menggunakan grafik persamaan linear yang ada di gambar 1.2 yaitu :

$$y = 2.738,8519x - 5.530.988,0256$$

Dengan $x = 2029$ sehingga,

$$y = 2.738,8519 (2029) - 5.530.988,0256$$

$$y = 26.142,480$$

Dari persamaan tersebut dapat diproyeksikan nilai ekspor pada tahun 2029 di Indonesia yaitu sebesar 26.142,480 ton/tahun.

1.2.2.4. Konsumsi Dalam Negeri

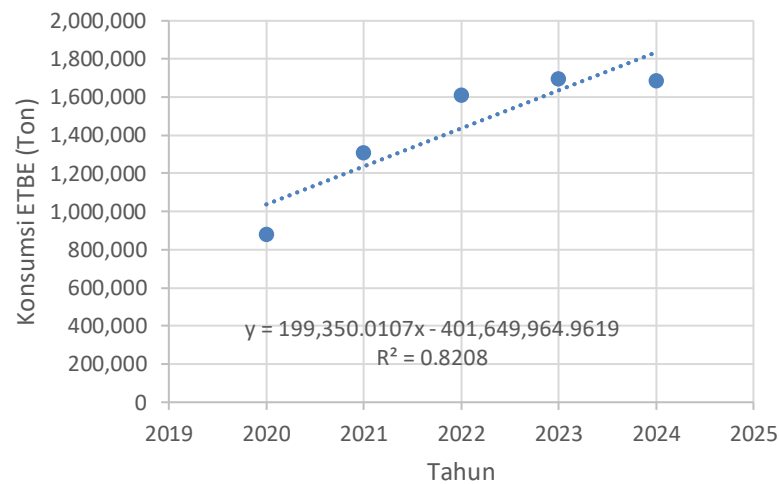
ETBE merupakan bahan kimia yang kegunaan utamanya adalah meningkatkan bilangan oktan pada produksi gasoline. Untuk menghitung

konsumsi ETBE di Indonesia digunakan pendekatan persentase (%) keterlibatan ETBE dalam industri minyak dan gas di Indonesia. Data produksi total gasoline di Indonesia kami ambil dari HANDBOOK OF ENERGY & ECONOMIC STATISTICS OF INDONESIA (2024) yang diterbitkan oleh kementerian ESDM.

Tabel 1.3 Data Produksi Gasoline di Indonesia tahun 2020-2024

Tahun	Produksi Gasoline (Barrel)
2020	43.455.000
2021	64.685.000
2022	79.532.000
2023	83.710.000
2024	83.171.000

Menurut keputusan dirjen migas tentang standar dan mutu bensin, ditetapkan bahwa kandungan oksigen dalam bensin memiliki batas maksimum sebesar 2,7% berat (m/m) yang mana ETBE mempunyai kandungan oksigen 15,69% berat, maka dapat dihitung perkiraan konsumsi ETBE di Indonesia yaitu:



Gambar 1.3 Data Konsumsi ETBE

Dengan Menggunakan persamaan linear, proyeksi konsumsi ETBE pada tahun 2029 dapat diketahui :

$$y = 199.350,0107x - 401.649.964,9619$$

Dengan $x = 2029$

$$y = 199.350,0107 (2029) - 401.649.964,9619$$

$$y = 2.831.206,748 \text{ Ton/Tahun}$$

Dari persamaan tersebut dapat diproyeksikan nilai konsumsi pada tahun 2029 di Indonesia yaitu sebesar 2.831.206,748 ton/tahun.

1.2.3 Peluang

Berdasarkan data supply (Produksi dan Ekspor) dan demand (Konsumsi dan Impor) pada tahun 2029 maka dapat dihitung peluang pasar Etil Tersier Butil Eter (ETBE) pada tahun 2029 menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply (jumlah produksi dalam negeri +} \\
 &\quad \text{spekulasi eskpor AN tahun 2029)} \\
 \text{Peluang} &= (2.831.206,748 + 26.142,480) - (34.300,316 + 0) \\
 \text{Peluang} &= 2.823.049 \text{ Ton/Tahun}
 \end{aligned}$$

Menurut buku Eries Newton Chemical Engineer cost estimation pabrik berdiri kurang dari 10 tahun memberikan 20 % peluang.

$$\text{Peluang} = 564.610 \text{ ton/tahun.}$$

Angka peluang yang didapatkan merupakan proyeksi kebutuhan ETBE pada tahun 2029, analisa proyeksi kebutuhan ini digunakan sebagai salah satu poin pertimbangan untuk menentukan kapasitas pabrik etil tersier butil eter (ETBE) yang akan didirikan.

1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik yang dekat dengan bahan baku akan memberikan keuntungan tersendiri, bahan baku utama pembuatan etil tersier butil eter (ETBE) adalah isobutilena dan etanol. Berikut ini merupakan daftar pabrik penyedia bahan baku:

1. Etanol

Tabel 1.4 Pabrik penyedia Etanol

No	Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	PT Molindo Raya Industrial	63.120
2	PT Indonesia Ethanol Industry	15.780

2. Isobutilen

Tabel 1.5 Pabrik penyedia Isobutilena

No	Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	PT Chandra Asri Petrochemical Tbk.	40.500

1.2.5 Daftar Pabrik Komersial

Untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan Kapasitas pabrik yang akan dibangun harus disesuaikan dengan rentang kapasitas pabrik ETBE yang sudah ada. Dengan demikian, data pendukung diperlukan untuk menentukan rentang kapasitas yang paling layak.

Tabel 1.6 Pabrik Komersial ETBE

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	SABIC	Belanda	140.000
2	LyondellBasell	Belanda	400.000

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
3	Braskem	Brazil	378.000

Adapun pertimbangan lebih lanjut adalah melihat pabrik MTBE yang sudah berdiri di Indonesia yaitu PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk. dengan kapasitas produksi 128.000 Ton/tahun. Berdasarkan perhitungan di atas, maka dapat diusulkan prarancangan pabrik ETBE (Etil Tersier Butil Eter) dengan kapasitas 150.000 ton/tahun, didasarkan pada beberapa pertimbangan utama:

1. Proyeksi Kebutuhan ETBE dalam Negeri: Usulan ini dibuat untuk memenuhi proyeksi permintaan ETBE di pasar domestik.
2. Kapasitas Komersial: Kapasitas pabrik sebesar 150.000 ton/tahun dianggap optimal agar operasional tidak mengalami kerugian, karena berada dalam rentang kapasitas komersial yang menguntungkan.
3. Ketersediaan Bahan Baku: Bahan baku utama yang memadai dapat diperoleh di dalam negeri, yaitu etanol dan isobutilena (dari produsen seperti PT Chandra Asri Petrochemical Tbk dan PT Pertamina).

Dengan berdirinya pabrik ETBE ini, diharapkan kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi. Selain itu, kelebihan produksi juga dapat diekspor, sehingga berpotensi menambah devisa negara.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Pemilihan Proses

Proses pembuatan ETBE pada umumnya menggunakan bahan baku berupa isobutilen dan etanol melalui reaksi eterifikasi. Secara komersial, proses pembuatan ETBE dikembangkan lebih lanjut oleh beberapa perusahaan kimia di Jerman, Jepang, USA, dan Kanada. Berikut ini adalah beberapa macam proses untuk pembuatan Etil Tersier Butil Eter (ETBE), yaitu proses Phillips, proses UOP/Hulls, Snamprogetti, dan Ethermax (Fang, 2013).

1. Proses Phillips

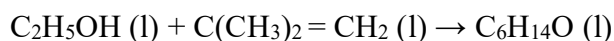
Fraksi C4 yang mengandung isobutilen dan etanol direaksikan dalam reaktor menggunakan katalis resin penukar ion pada suhu 70°C dan tekanan 6 atm. Konversi yang tercapai mencapai 92%. Setelah itu, produk reaksi dialirkan ke kolom distilasi untuk memurnikan ETBE dengan bantuan butena rantai lurus untuk memisahkan fraksi C4 dan etanol yang tidak bereaksi. Etanol dan fraksi C4 yang tidak bereaksi kemudian dimasukkan ke dalam kolom Pressure Swing Adsorption (PSA).

Teknologi Pressure Swing Adsorption memiliki dua zona, yaitu adsorpsi dan desorpsi. Pada zona adsorpsi, fraksi C4 tertangkap dalam pori-pori adsorben sehingga terpisah dari aliran dan dapat dialirkan ke Unit Alkilasi. Sementara itu, etanol dan sedikit hidrokarbon yang tidak

teradsorpsi diarahkan ke zona desorpsi untuk digunakan kembali di kolom reaktor.

Reaksi antara isobutene dengan etanol membentuk ETBE, juga disertai reaksi samping pembentukan tert-butanol, yaitu reaksi antara air yang ikut umpan metanol dengan isobutene. Katalisator yang dipakai dalam reaksi ini pada umumnya adalah katalisator padat berupa resin sulfonat semisal amberlys 15 (an acidic ion exchange catalyst). Reaksi berlangsung pada fasa cair dengan kondisi operasi tekanan 10-15 atm dan suhu sekitar 50-90°C dan dijalankan di dalam reaktor Fixedbed adiabatic. Konversi bisa mencapai 97% dan dibatasi oleh kesetimbangan kimia.

Persamaan reaksi sebagai berikut:



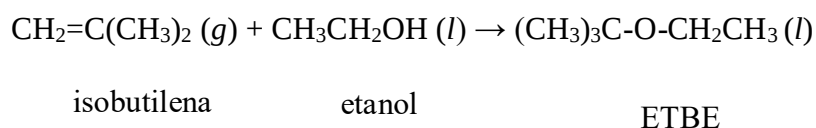
Katalis yang digunakan baik pada tahap fixed bed mau pada kolom distilasi biasa yang lebih baik adalah jenis suatu zat padat yang tidak larut baik dalam campuran umpan maupun dalam campuran produk dan memiliki situs asam pada permukaannya. Katalis tidak boleh melepaskan zat asam ke dalam campuran produk dibawah kondisi reaksi karena pelepasan ini dapat menyebabkan kehilangan hasil (Rix et al. 2009).

2. Proses UOP / Hulls

Fraksi C4 yang mengandung isobutilen direaksikan dengan etanol di dalam reaktor multitubular yang berisi katalis resin penukar ion. ETBE yang dihasilkan dari reaktor dipisahkan dari fraksi C4 dan etanol menggunakan

kolom distilasi. Etanol dan uap fraksi C4 kemudian dialirkan ke kolom absorpsi untuk memisahkan kembali etanol dengan mengontakkan campuran tersebut dengan solvent, biasanya etilen glikol. Etanol dan solvent kemudian dipisahkan menggunakan stripper sehingga solvent dapat didaur ulang ke kolom absorpsi, sementara etanol ditampung kembali ke dalam tangki penampungan.

Reaksi pembentukan ETBE adalah sebagai berikut:



(Sumber: Handbook of Petroleum Refining Processes Second Edition, 1996).

Reaksi berlangsung dalam fase cair pada kondisi sedang dengan adanya katalis asam padat. Katalis biasanya berupa resin penukar ion sulfonat. Suhu reaksi dijaga tetap rendah dan dapat diatur dalam rentang yang cukup luas. Suhu yang lebih tinggi dimungkinkan, tetapi suhu yang berlebihan tidak disarankan karena dapat terjadi pengotoran resin. Pada suhu sekitar 130°C (266°F), resin penukar ion sulfonat menjadi tidak stabil. Operasi pada rentang suhu yang lebih rendah memastikan operasi yang stabil dan masa pakai katalis yang lebih lama.

Reaksi isoolefin dengan alkohol dilakukan dengan sedikit melebihi jumlah alkohol dibandingkan dengan yang dibutuhkan untuk reaksi stoikiometris isoolefin yang terkandung dalam umpan hidrokarbon. Operasi dengan sedikit kelebihan alkohol memiliki sejumlah keuntungan

dan praktis karena kelebihan alkohol dapat dipulihkan dan didaur ulang.

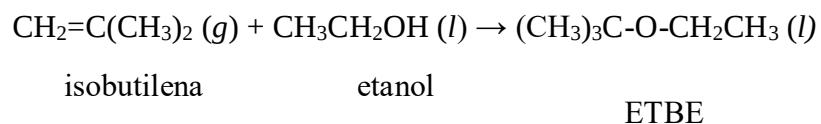
Beberapa keuntungan yang didapat antara lain yaitu :

- a. Keseimbangan bergeser ke arah produksi eter untuk mendukung konversi per lintasan yang lebih tinggi.
- b. Produksi eter dengan angka oktan tinggi dimaksimalkan, dan produksi dan produksi oligimer beroktan rendah diminimalkan.
- c. Suhu proses dikontrol lebih efisien dan aman.

(Sumber: Handbook of Petroleum Refining Processes Second Edition, 1996)

3. Proses Ethermax

UOP dan Koch Engineering telah mengembangkan teknologi terbaru dalam produksi ETBE melalui proses UOP/Hulls. Proses Ethermax diklaim mampu menghasilkan hasil yang lebih tinggi dengan investasi yang lebih rendah dibandingkan teknologi konvensional. Untuk reaksi pembentukan ETBE awalnya sama seperti pada proses UOP/Hulls sebelumnya yaitu:



Proses Ethermax mereaksikan olefin tersier, seperti isobutilena dan isoamilena, di atas resin asam dengan adanya alkohol untuk menghasilkan eter. Reaksi kimia dan kondisi operasi unit pada dasarnya sama dengan proses eter konvensional, seperti proses Hills MTBE dan ETBE. Inovasi teknologi ini menggabungkan dua proses utama dalam produksi ETBE,

yaitu sintesis dan distilasi, ke dalam satu menara yang disebut Reactive Distillation Column yang dirancang oleh Koch Engineering.

Penggunaan menara tersebut dapat mengurangi biaya produksi dengan menghilangkan kebutuhan akan satu reaktor. Kombinasi teknologi Koch's Reaction and Distillation (RWD) dan proses Hull yang telah terbukti efektif membuat proses Ethermax menjadi metode paling efisien dalam produksi ETBE. Reactive distillation column terbagi menjadi tiga bagian: rectifying zone, catalytic zone, dan stripping zone. Proses reaksi terjadi di catalytic zone, sementara proses distilasi berlangsung di rectifying zone dan stripping zone. Dalam proses Ethermax, juga digunakan countercurrent extractive column untuk memisahkan campuran etanol-air, di mana etanol yang telah dipisahkan akan dikembalikan ke reactive distillation column.

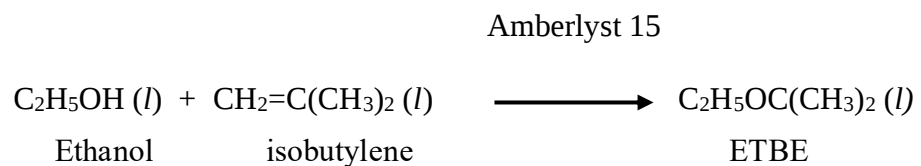
Dengan demikian, fraksinasi dengan adanya katalis mendorong konversi tambahan reaktan. Konversi isobutilena sebesar 99 % dan 97 %, masing-masing, untuk MTBE dan ETBE merupakan hal yang umum, dan konversi isoamilena hingga 94 % persen dapat dicapai secara ekonomis dengan proses ini. Spesifikasi desain ini tipikal untuk pencampuran bensin: namun, hampir semua konversi olefin dapat dicapai dengan merancang unit yang mengakomodasi kebutuhan kilang. Fleksibilitas proses Etherman memberi banyak pilihan bagi penyuling untuk meningkatkan kadar oksigenat atau oktan dalam sumber bensin mereka. Unit MTBE yang ada dapat dikonversi ke produksi TAME atau ETBE.

(Sumber: Handbook Of Petroleum Refining Processes Second Edition, 1996)

4. Proses Adisi dengan katalis ion exchange resin (Eterifikasi)

Kebanyakan ETBE telah disintesis dengan reaksi eksotermik yang dapat dibalik antara isobutena dan etanol, tetapi ketersediaan isobutena terbatas, ia hanya diproduksi dalam kilang minyak dengan menggunakan katalis dan operasi pemecahan uap. Oleh karena itu, sebagai pengganti isobutena yang paling penting adalah tersier butanol, yang merupakan hasil yang tidak diharapkan dari produksi polipropilena. ETBE dapat dibentuk dengan reaksi langsung tersier butanol dan etanol. Pada sintesis ETBE ini diperlukan suatu katalis asam padat amberlyst-15.

Kandungan air pada katalis asam padat amberlyst 15 (A-15) dilaporkan memiliki pengaruh terhadap efektivitas reaksi eterifikasi. reaksi dehidrasi tersier butanol dengan menggunakan asam sulfat pekat, sedangkan etilen glikol digunakan agar isobutena yang dihasilkan berwujud gas tanpa air. Selanjutnya isobutena yang terbentuk direaksikan dengan etanol melalui reaksi eterifikasi dengan menggunakan katalis asam padat, membentuk ETBE. Kemudian ETBE disintesis dengan menggunakan reaksi esterifikasi sebagai berikut ini :



(Ika Yudiswastika dan Didin Mujahidin, Prosiding Simposium Nasional Inovasi Pembelajaran dan Sains 2011). Dari beberapa proses tersebut, pada prarancangan pabrik ETBE ini dipilih proses dengan katalis resin penukar ion (Eterifikasi) dengan katalis Amberlyst-15. Proses ini dipilih karena memiliki Efisiensi yang tinggi dengan biaya operasional yang rendah, dan memiliki pemisahan produk yang mudah karena katalis berbentuk padat.

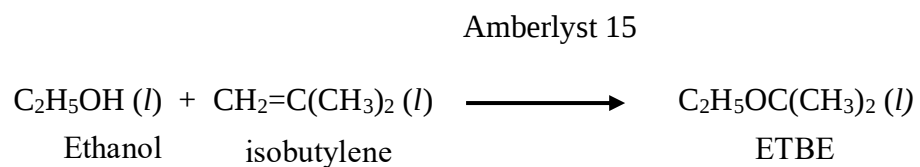
Tabel 1.9 Perbandingan Metode Pembuatan ETBE

Nama Proses	Philips	UOP/Hulls	Ethermax	Adisi dengan katalis ion exchange resin (Eterifikasi)
Bahan Baku	Isobutilena dan etanol	Isobutilena dan etanol	Isobutilena dan etanol	Isobutilena dan etanol
Kondisi Operasi	Suhu : 70°C Tekanan : 6 ATM Katalis : Resin Sulfonat	Suhu : 50 °C - 90°C Reaktor Fixed-bed Multitubular Katalis : Resin penukar ion Distilasi multistage	Suhu : 60 °C - 90°C Reaktor Fixed-bed Multitubular Katalis : Resin penukar ion Distilasi Reaktif	Suhu : 40°C - 80°C Katalis : Amberlyst 15 Reaktor Fixed-bed

Konversi	92%	96%-99%	97%	86%-95%
-----------------	-----	---------	-----	---------

1.3.2 Termodinamika Etil Tertier Butil Eter

Konsep Proses Etil tertier butil eter disintesis dengan menggunakan reaksi eterifikasi sebagai berikut ini (Fauconet et al., 1996).



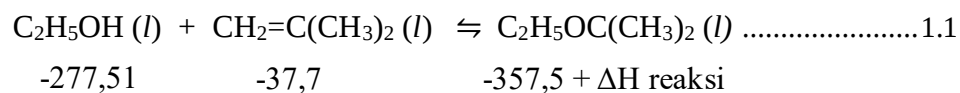
Pada reaksi esterifikasi pembuatan ETBE umpan berupa etanol dan isobutena masuk dalam reaktor fixed bed multitube yang dirangkai pada posisi vertikal sehingga umpan masuk dari ujung reaktor. Reaksi terjadi selama umpan berapa dalam tube yang didalamnya terdapat katalis amberlyst 15 (Halim dan Mohammad, 2010).

Tinjauan Termodinamika

Panas yang dibangkitkan akibat reaksi pembentukan produk dalam reaktor terjadi pada dua kondisi yaitu panas yang dibangkitkan akibat reaksi produk utama dan panas yang dibangkitkan akibat reaksi samping. Dimana jumlah panas yang dibangkitkan akibat reaksi samping. Dimana jumlah panas yang dibangkitkan tergantung jumlah umpan yang bereaksi menghasilkan produk utama. Panas pembentukan masing-masing reaksi adalah sebagai berikut (Adamas, 1986).

Panas yang dibangkitkan akibat dari reaksi utama dalam satuan kJ/mol.

Amberlyst 15



$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = - 357,5 - (-277,51 + (-37,7))$$

$$= - 42,29 \text{ kJ/mol}$$

Dimana:

ΔH_{reaksi} : Panas reaksi, KJ/mol

ΔH_f : Panas pembentukan, KJ/mol

Sehingga diperoleh Panas reaksi sebesar $-42,29 \text{ kJ/mol}$ yang menunjukkan bahwa reaksi bersifat eksotermik.

Konstanta Keseimbangan (K) pada keadaan standar.

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \dots\dots\dots 1.2$$

$$\ln K = - \frac{\Delta G^\circ}{RT} \dots\dots\dots 1.3$$

Dimana:

ΔG : Energi gibbs pada keadaan standar (T=298 K, P=1,013 atm), J/mol
 ΔH_{reaksi} : Panas reaksi, J/mol
K : Konstanta kesetimbangan
T : Suhu standar = 298 K
R : Tetapan gas ideal = 8,314 J/mol.K

ΔG° dari reaksi tersebut adalah :

$$\Delta G^\circ = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reakta} \dots\dots\dots 1.4$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}) - (\Delta G_f^\circ \text{ CH}_3\text{OH} + \Delta G_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_8)$$

$$\Delta G^\circ = -126,8 \text{ kJ/mol} - (-174,8 + 60,672) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -12,672 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -12.672 \text{ J/mol}$$

Didapat $\Delta G^\circ < 0$ sehingga reaksi dapat berjalan secara spontan. Dari (Smith Van Ness, 2005), dengan menggunakan persamaan (4) maka nilai $\ln K$ dan K pada suhu standar dapat dicari :

$$\ln K_{298,15} = -\frac{\Delta G^\circ}{RT} \dots\dots\dots 1.5$$

$$\ln K_{298,15} = -\frac{-12.672 \text{ J/mol}}{8,134 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \cdot \text{K} \times 298,15 \text{ K}}$$

$$\ln K_{298,15} = 5,1121$$

$$K_{298,15} = 166,0206$$

Konstanta kesetimbangan (K) pada T = 362,15 K

$$\ln \left(\frac{K_2}{K_1} \right) = \frac{-\Delta H_r^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \dots\dots\dots 1.6$$

Dimana:

K_1 : Konstanta kesetimbangan pada suhu 298,15 K

K_2 : Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

T_1 : Suhu standar (25° C = 298,15 K)

T_2 : Suhu operasi (° C = K)

R : Tetapan gas ideal (8,134 J/mol.K)

ΔH_r° : Panas reaksi standar pada 298,15 K

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = - \frac{-42290 \text{ J/mol}}{8,134 \frac{\text{J}}{\text{mol. K}}} \left(\frac{1}{353} - \frac{1}{298,15} \right)$$

$$\ln K_2 = 2,461$$

$$K_2 = 11,718$$

Tinjauan Kinetika Reaksi

Reaksi pembuatan ETBE dengan bahan baku isobutilena dan ethanol berdasarkan pendekatan model kinetika Langmuir-Hinshelwood dan Hougen-Watson didapatkan persamaan reaksi :

$$r_{ETBE} = \frac{k_{rate} \cdot (a_{EtOH} \cdot a_{IB} - \frac{a_{ETBE}}{K_{ETBE}})}{(1 + K_{EtOH} \cdot a_{EtOH})^n} \dots\dots\dots 1.7$$

Dimana persamaan reaksi :

$$k_{rate} = 7,418 \times 10^{12} \exp(\frac{-84}{RT}) \dots\dots\dots 1.8$$

$$k_{ETBE} = 7,4 \times 10^{-5} \exp(\frac{4262,21}{T}) \dots\dots\dots 1.9$$

$$\ln K_A = -1,0707 + \frac{1323,1}{T} \dots\dots\dots 1.10$$

Dimana :

r_{ETBE} = Laju Reaksi ETBE (mol/detik.Kg katalis)

K = Konstanta Keseimbangan

K_A = Konstanta Adsorpsi Ethanol

k_{rate} = Konstanta Laju Reaksi

T = Suhu Reaksi 363,15 K

R = Konstanta Gas (8,314472 J/mol.K)

α = Aktivitas

n = Indeks heterogenitas

(Fité, C., Iborra, M., Tejero, J., Izquierdo, J. F., & Cunill, F. (1994). Kinetics of the liquid-phase synthesis of ethyl tert-butyl ether (ETBE). *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 33(3), 581–591.)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada pra rancangan pabrik ini, maka mekanisme pembuatan ETBE disusun berdasarkan 3 variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Produk dan Bahan Baku

2.1.1 Spesifikasi Produk

1. Etil Tersier Butil Eter (ETBE)

Rumus molekul	: $C_6H_{14}O$	
Berat molekul	: 102,18 g/mol	
Fase	: Cair pada suhu 25 °C	
Warna	: Tidak berwarna	
Densitas (ρ)	: 0,743 g/cm ³ pada suhu 20 °C	
Titik lebur (T_m)	: - 94 °C (179,15 K)	
Titik didih (T_b)	: 66,9 °C (340,05 K)	
Titik nyala	: - 25 °C (248,15 K)	
Temperatur kritis (T_c)	: 257,85 °C (531 K)	
Kelarutan pada air	: 2,30 g/l	
Kemurnian	: $C_6H_{14}O$	= 95,9 %
Impuritas	: i- C_4H_8	= 0,2 %
	: C_2H_5OH	= 3,9%

(Safety Data Sheet ETBE EN-EU Braskem 2017)

Reaktivitas: ETBE relatif stabil

1. Kelarutan: ETBE larut dalam pelarut organik seperti etanol dan hidrokarbon.
2. Sifat sebagai oksigenat: ETBE digunakan sebagai aditif bahan bakar untuk meningkatkan bilangan oktan.

2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku

1. Isobutilena

Rumus molekul	: $i\text{-C}_4\text{H}_8$
Berat molekul	: 56,107 gr/mol
Fase	: Gas pada 15 °C (288 K) dan 1 atm
Warna	: Tidak berwarna
Densitas (ρ)	: 0,5887 g/cm ³
Titik lebur (T_m)	: - 140,4 °C (132,75 K)
Titik didih (T_b)	: - 6,85 °C (266,3 K)
Temperatur kritis (T_c)	: - 128,45 °C (144,7 K)
Tekanan kritis (P_c)	: 39,48 atm
Titik nyala	: -76 °C (197,15 K)
Viskositas	: 0,92 cSt pada 25 °C
Kelarutan pada air	: 263 mg/L (25 °C)
Kemurnian	: 99,8 % Isobutilena
	: 0,2 % TBA

(NIH National Library of Medicine: PubChem)

Sifat kimia Isobutilena

Reaksi eterifikasi antara isobutilen dengan etanol yang menghasilkan Etil Tersier Butil Eter (ETBE).



2. Etanol

Rumus molekul	: $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$
Berat molekul	: 46,07 g/mol
Fase	: Gas pada 80 °C (353K) dan 1 atm
Warna	: Tidak berwarna
Densitas (ρ)	: 0,805 – 0,812 g/cm ³ (20 °C)
Titik lebur (T_m)	: -114 °C (159,15 K)
Titik didih (T_b)	: 78 °C (351,15 K)
Temperatur kritis (T_c)	: 241 °C 514,15 K
Tekanan kritis (P_c)	: 78,5 atm
Titik nyala	: 14 °C (287,15 K)
Kelarutan pada air	: miscible (tidak terbatas) suhu 25 °C
Kemurnian	: 96,5 % Etanol : 3,5 % Air

(NIH National Library of Medicine: PubChem)

Sifat kimia Etanol

Etanol merupakan alkohol rantai tunggal, dengan rumus kimia C_2H_5OH dan rumus empiris C_2H_6O . Etanol merupakan isomer konstitusional dari dimetil eter.

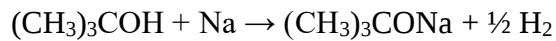
Etanol kerap disingkat menjadi EtOH, dengan “Et” merupakan singkatan dari gugus etil (C_2H_5). Etanol sering dipakai untuk pelarut dari macam-macam bahan kimia yang ditujukan untuk konsumsi dan kegunaan harian manusia. Contohnya pada parfum, pewarna makanan, perasa, dan obat-obatan. Dalam ilmu kimia, etanol merupakan pelarut yang penting dan juga sebagai stok umpan untuk sintesis senyawa kimia lain. Dalam sejarahnya, etanol digunakan untuk bahan bakar sejak dahulu.

3. Tersier Butil Alcohol (TBA)

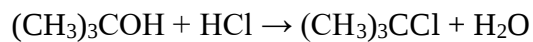
Rumus molekul	: $C_4H_{10}O$
Berat molekul	: 74,12 g/mol
Fase	: Gas pada 82 °C (355K) dan 1 atm
Warna	: Tidak berwarna
Densitas	: 0.775 g/cm ³
Titik lebur	: 25 - 26 °C (298,15K)
Titik didih	: 82 - 83 °C (355,15K)
Temperatur kritis	: 233,05 °C (506,2 K)
Tekanan kritis	: 39,2 atm
Kelarutan pada air	: miscible (tidak terbatas)

Sifat Kimia TBA

1. Tersier butil alkohol bereaksi dengan logam alkali akan membentuk garam alkali oksida. Jika TBA bereaksi dengan natrium maka akan terbentuk natrium oksida.



2. Tersier butil alkohol direaksikan dengan halogen halida akan membentuk senyawa alkil halida.



3. Tersier butil alkohol dapat mengalami reaksi dehidrasi membentuk isobutilena dan air dengan menggunakan katalis sulfonic acid cation exchange.



4. Air (H₂O)

Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,015 g/cm ³
Fase	: Cair pada suhu ruang tekanan 1 atm
Warna	: tidak berwarna
Densitas (ρ)	: 1,02 g/cm ³
Titik beku (T _f)	: 0 °C (273,15 K)
Titik didih (T _b)	: 100 °C (373,15 K)

Temperatur kritis (Tc) : 373,98 °C (647,13 K)

Tekanan kritis (Pc) : 217,6 atm

2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

1. Katalisator Amberlyst 15

Jenis : Macroporous Sulfonate Copolymer

Fase : Padat

Bentuk : Pomus spherical Beads

Diameter rata - rata : 0,5 cm

Suhu Operasi.maksimal : 120 °C (393,15 K)

Porositas : 0.39

Moisture ; 58-60%

Bulk density : 0,742 g/cm³

Particle density : 1,203 gram/cm³

(Rammohan Pal, Taradas Sarkar and Shampa Khasnobis, 2012)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan aktivitas yang rutin dilakukan oleh setiap pabrik maupun perusahaan. Jika pengendalian kualitas dilaksanakan dengan baik, pabrik akan mengeluarkan biaya tambahan berupa biaya pengawasan kualitas. Namun, hal ini juga akan mengakibatkan tingkat kerusakan produk yang dihasilkan menjadi sangat rendah atau jumlah produk cacat yang terjadi sedikit (Elmas, 2017).

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pada saat melakukan produksi sebaiknya diperlukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang akan digunakan. Pengujian ini bertujuan untuk mengetahui seberapa baik kualitas bahan baku yang digunakan, dimana agar bisa diketahui bahan baku ini sudah memenuhi standar dan spesifikasi yang layak dan dibutuhkan dalam proses. Pengujian bahan baku ini termasuk salah satu komponen yang penting agar bahan yang digunakan pada saat proses dalam pabrik memiliki nilai dan kualitas produk yang baik. Pengendalian kualitas bahan baku ini berguna untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan agar sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan oleh proses.

Pada proses produksi, dengan dilakukannya pengendalian kualitas bahan baku maka akan menghasilkan jumlah produksi yang sesuai dengan standar. Kerusakan pada kualitas bahan baku bisa saja terjadi apabila mutu dari bahan baku yang digunakan kurang baik, kesalahan pada proses operasi, dan juga kerusakan pada alat operasi. Beberapa penyimpangan terkait kualitas ini biasa dapat diketahui melalui analisis dan monitoring pada laboratorium pemeriksaan.

Pengendalian kualitas (quality control) pada pabrik pembuatan ETBE ini meliputi:

2.3.1.1 Pengendalian pada kualitas bahan baku

Untuk pengendalian tahap ini biasanya digunakan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yaitu isobutena dan etanol yang

digunakan serta apakah bahan baku tersebut sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan pada proses atau belum.

Uji kualitas untuk isobutena (isobutylene, $i\text{-C}_4\text{H}_8$) sebagai bahan baku produksi ETBE, meliputi analisis kemurnian, kadar air, asam, dan impurities menggunakan metode gas chromatography (GC) utama. Pengujian memastikan kemurnian $\geq 99.8\text{-}99.98\%$ untuk mencegah efek samping pada reaksi kimia. Sedangkan, uji kualitas untuk etanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) meliputi analisis kemurnian, kadar air, asam, dan impurities menggunakan metode gas chromatography (GC-FID/HS-GC) utama. Pengujian memastikan kemurnian $\geq 95\text{-}99.5\%$ untuk mencegah efek samping pada reaksi kimia.

2.3.1.2 Pengendalian pada kualitas produk

Pada produk ETBE sendiri untuk pengendalian kualitas produk bisa seperti pemilihan spesifikasi bahan yang digunakan dengan tingkat kemurnian yang sesuai, dan juga pada pemilihan bahan lainnya seperti katalis untuk meningkatkan kinerja reaksi isobutena menjadi ETBE.

Pengujian untuk ETBE (etil tersier butil eter) melibatkan analisis kemurnian, komposisi, dan kualitas sebagai aditif bahan bakar, menggunakan metode standar seperti kromatografi gas. ASTM D6730 digunakan untuk menentukan ETBE, MTBE, dan eter oksigenat lain dalam bahan bakar spark-ignition melalui kromatografi gas dengan kolom kapiler berlapis metil silikon. ASTM D7796 secara khusus

menganalisis kemurnian ETBE dengan presisi tinggi, mencakup rentang deteksi dari 1% hingga 30% massa. Metode ini memastikan konsentrasi ETBE mencapai minimal 95,9%.

2.3.1.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produk dilakukan sebagai upaya untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Dilakukan pengendalian ini pada setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan baku pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses.

Pengawasan mutu kualitas dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun dengan penggunaan alat kontrol. Kemudian untuk pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room, Dimana alat ini sudah dilengkapi dengan fitur-fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan.

Berikut alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu yaitu:

1. Level Control

Merupakan instrumentasi yang digunakan untuk mendeteksi, memantau, dan secara otomatis mengatur ketinggian suatu material (cair atau padat) dalam suatu wadah. Alat ini memastikan level material tetap berada dalam batas yang diinginkan, misalnya mengontrol kinerja pompa untuk

menjaga ketinggian air pada alat penyimpanan tangki. yang dimaksud dengan pengukuran level disini adalah untuk mengetahui volume atau berat dari cairan yang ada didalam suatu tangki. Untuk mendapatkan hasil pengukuran level yang baik, peralatan instrumentasi harus memiliki ketelitian yang tinggi sehingga hasil pengukuran yang didapatkan betul – betul presisi. (Trio Handaka, 2024).

2. Flow Control

Merupakan alat yang bertugas untuk mengontrol aliran bahan baku, aliran masuk, dan aliran keluar proses. Pengukuran aliran merupakan aspek penting dalam berbagai industri, terutama di sektor manufaktur dan pengolahan bahan kimia. Salah satu alat yang sering digunakan untuk mengukur dan memonitor aliran adalah flow meter. Flow meter berperan dalam memastikan aliran yang tepat dan konsisten, sehingga kualitas produk akhir dapat dipertahankan dengan baik.(Yogi Rahmadani, dan Suhendar, 2024).

3. Temperature Control

Temperature control pada pabrik berguna untuk mengontrol suhu pada setiap alat proses. Untuk alat pengendali temperatur yaitu salah satu perangkat elektronik yang paling banyak digunakan di industri. Alat tersebut umumnya difungsikan sebagai regulator temperatur suatu proses baik proses

pemanasan maupun pendinginan. Cara kerjanya yaitu dengan cara membandingkan sinyal dari sensor dengan sinyal referensi lalu melakukan perhitungan sesuai besar deviasi dari keduanya. Data hasil perhitungan tersebut kemudian digunakan untuk mengatur kerja peralatan pemanas atau pendingin. (Dista Yoel Tadeus, Iman Setiono, 2018).

4. Level Indicator

level indicator adalah perangkat yang digunakan untuk mengukur dan menampilkan tinggi cairan (atau material padat) dalam wadah atau bejana, yang penting untuk menjaga konsistensi, rasio bahan, dan memastikan proses produksi berjalan sesuai standar kualitas. Fungsi utama level indicator adalah memberikan informasi visual mengenai level tersebut, atau bahkan mengaktifkan kontrol otomatis untuk menjaga level sesuai target yang diinginkan, seperti menyalakan pompa atau menutup katup. kendali pengukuran level cairan menggunakan differential pressure transmitter pada sistem proses, maka perlu diambil langkahlangkah agar pengukuran level cairan pada tangki timbun tersebut sesuai dengan keadaan yang sebenarnya karena apabila peralatan instrumen mengalami gangguan akan memberikan informasi yang tidak sesuai dengan keadaan sebenarnya. (Mansyur, Said Hanief, Yunianto, 2023).

5. Pressure Control

“level pressure control” mengacu pada pengendalian dan pemantauan tekanan fluida (seperti gas, cairan, atau uap) di dalam suatu sistem atau proses industri agar tetap berada pada tingkat yang aman dan sesuai standar. Tujuannya adalah untuk mencegah kerusakan peralatan, memastikan keselamatan operasional, menjaga kualitas produk, dan menjaga efisiensi proses. Differential pressure transmitter (transmitter beda tekanan) kerap kali dipakai untuk mengukur tekanan. Bila sebuah bejana ditutup atau kedap udara, tekanan dasar (P) berubah tidak hanya menurut tinggi permukaan cairan (h), tetapi juga pada tekanan fase gas (PG) (Mansyur, Said Hanief, Yuniarto, 2023).

2.3.2 Pengendalian Waktu

Pengendalian waktu dilakukan sebagai upaya untuk memaksimalkan waktu yang akan digunakan selama proses produksi berlangsung, sehingga dapat dihasilkan kualitas produk ETBE sesuai yang diinginkan. Keterlambatan dalam pekerjaan proyek dapat dicegah dengan percepatan pada pelaksanaannya, akan tetapi tetap memperhatikan faktor biaya. Biaya tambahan yang dihasilkan dapat seminimal mungkin dan tetap mempertahankan standar kualitas. Percepatan dapat dilakukan dengan penambahan jam kerja, penambahan

jumlah tenaga kerja, penggunaan material yang cepat pemasangannya, serta metode pelaksanaan yang lebih cepat (Armalisa dkk, 2017).

2.3.4 Pengendalian Bahan Proses

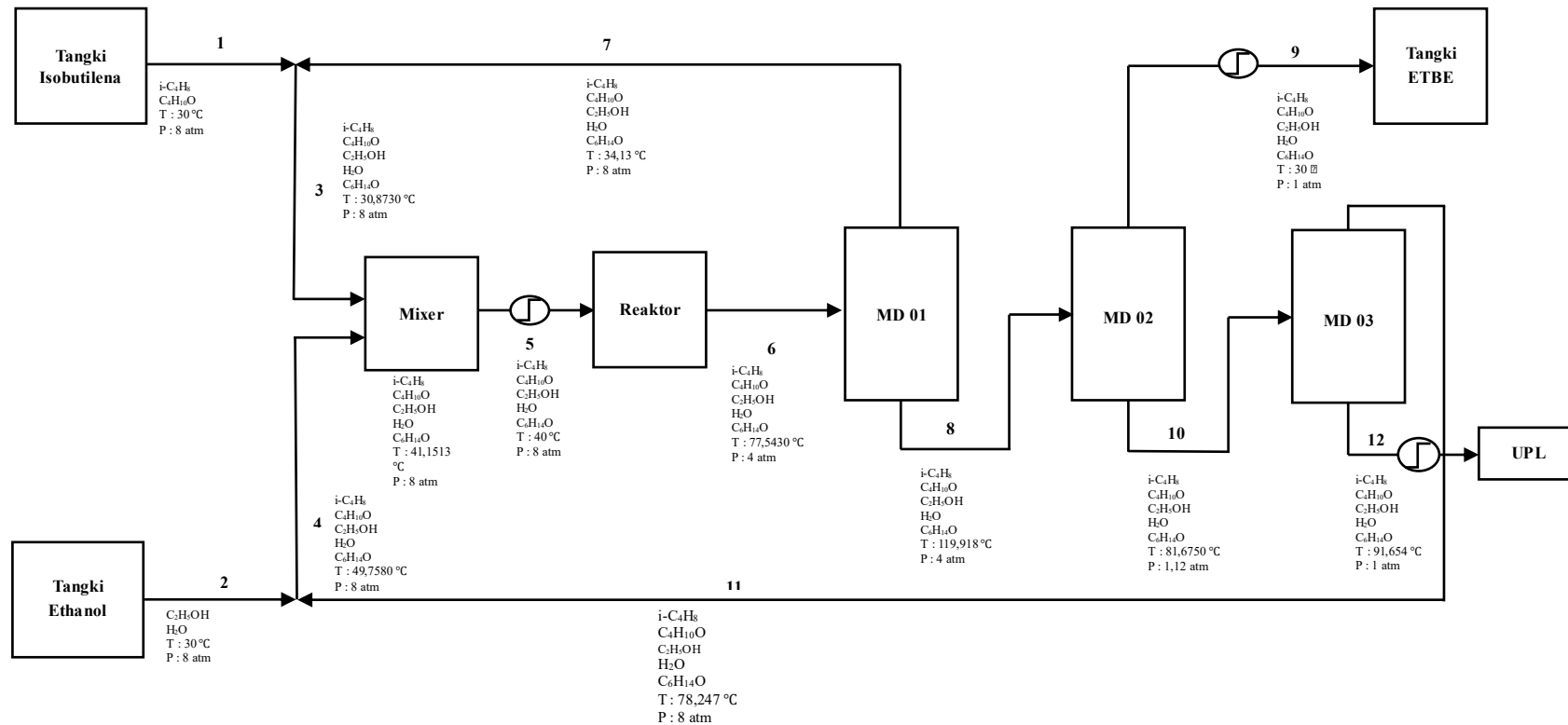
Pengendalian bahan proses dilakukan untuk mengendalikan ketersediaan pada bahan baku agar tidak terjadi kekurangan bahan baku atau sebagai upaya untuk mencegah kekurangan bahan baku, sehingga pabrik dapat memproduksi ETBE dengan kapasitas yang diinginkan. Menurut Sofjan dalam penelitian (2022:44) mengenai pengendalian menyatakan bahwa “Pengendalian persediaan adalah salah satu kegiatan dari urutan kegiatan-kegiatan yang beraturan erat satu sama lain dalam seluruh operasi produksi pada pabrik tersebut sesuai dengan apa yang telah direncanakan terlebih dahulu baik waktu, jumlah, kuantitas maupun biayanya” (Indah Lupitasari, Suci Putri Lestari, Barin Barlian, 2023)

BAB III

PERANCANGAN PROSES

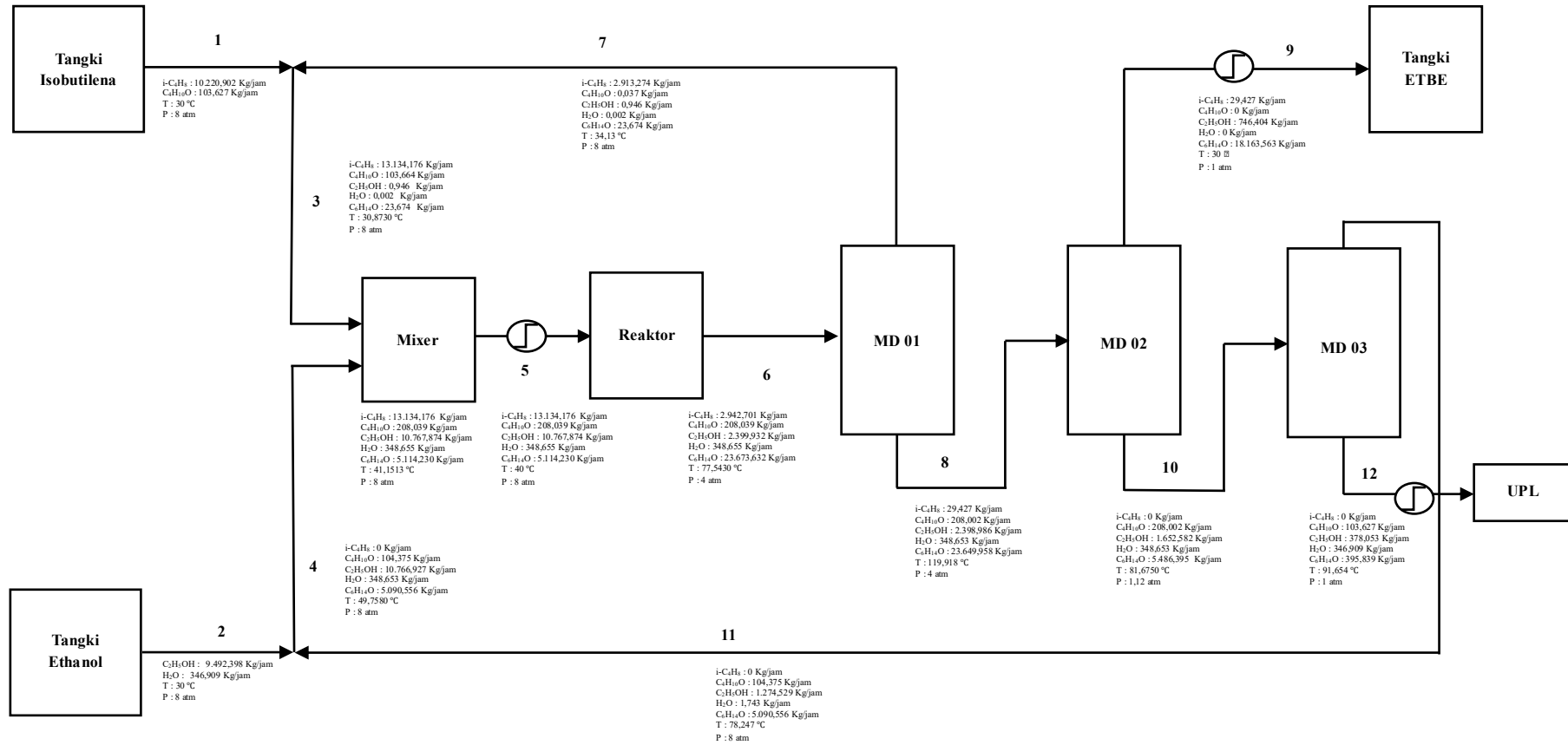
3.1 Diagram Alir Proses

3.1.1 Diagram Alir Proses Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram alir proses kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Proses Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram alir porses kuantitatif

3.2. Uraian Proses

Secara keseluruhan proses pembuatan Ethyl Tertiary Butyl Ether dalam fase cair dengan menggunakan bahan baku Isobutilena dan Etanol dibagi menjadi beberapa tahapan proses, yaitu :

1. Tahapan penyiapan bahan baku
2. Tahapan pembentukan produk
3. Tahap pemurnian produk
4. Tahap penyimpanan produk

3.2.1. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Tahap ini bertujuan untuk mempersiapkan kondisi bahan baku yaitu isobutilena dan etanol yang akan digunakan sebagai bahan dalam proses pembuatan Ethyl Tertiary Butyl Ether. Untuk kedua senyawa yang digunakan ini wujudnya berupa cairan yang disuplai dari PT. Chandra Asri Pacific Tbk. Untuk senyawa isobutilena disimpan kedalam alat penyimpanan bahan yaitu tangki penyimpanan (T-01) yang berbentuk Bola pada suhu 30°C dan tekanan 5 atm sedangkan untuk senyawa Etanol disimpan kedalam tangki penyimpanan (T-02) yang berbentuk silinder tegak dengan cone roof pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

Sebelum masuk ke pembentukan produk kedua senyawa ini akan dialirkan dengan menggunakan pompa P-01 dan P-02 menuju alat Mixer (M-01) tujuannya agar kedua senyawa ini dapat tercampur terlebih dahulu sebelum memasuki tahapan proses selanjutnya. Untuk jenis mixer yang digunakan pada tahap ini yaitu static mixer tipe helical X-grid. Setelah kedua senyawa ini tercampur maka akan

dialirkan lagi melewati alat pendingin yaitu cooler (CL-01) tujuannya untuk menurunkan suhu umpan masuk menjadi 40°C sebelum kemudian di proses lebih lanjut menuju reaktor (R-01)

3.2.2. Tahap Proses Pembentukan Produk

Tahap ini bertujuan untuk mereaksikan Isobutilena dengan Etanol yang prosesnya terjadi didalam reaktor, dengan jenis reaktor yang digunakan dalam proses ini yaitu Reaktor Fixed Bed Multitube kemudian juga diberi bahan tambahan berupa katalis Amberlyst 15 sebagai bahan pendukung yang membantu proses pembuatan Ethyl Tertiary Butyl Ether dengan kondisi operasi yaitu suhu 77,5°C dan tekanan atm. Reaksi antara Isobutilena dan Etanol adalah sebagai berikut :



Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis, sehingga membebaskan sejumlah panas maka pada reaktor perlu dilengkapi dengan alat pendingin berupa jaket pendingin dan air sebagai media pendingin

3.2.3. Tahap Proses Pemurnian Produk

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan senyawa isobutilena dengan produk hasil reaksi pada Menara Distilasi (MD-01) dengan hasil atas berupa isobutilena yang akan digunakan kembali untuk proses recycle menuju ke mixing point dan hasil bawahnya akan dilanjutkan lagi menuju ke Menara Distilasi berikut (MD-02) untuk hasil fase cair sebagian besar adalah Ethyl Tertiary Butyl Ether dan senyawa hasil bawah yaitu terdapat sejumlah senyawa Etanol dan Air.

Pemisahan produk utama hasil reaksi pada Menara Distilasi (MD-02) dengan hasil atas berupa senyawa Ethyl Tertiary Buthyl Ether yang kemudian akan disimpan ke tangki penyimpanan produk (T-03). Pada proses ini akan didapatkan produk hasil akhir untuk senyawa Ethyl Tertiary Buthyl Ether yang akan diturunkan suhunya dengan menggunakan pendingin atau cooler (CL-02) sehingga produk dapat disimpan pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian untuk hasil bawahnya berupa Etanol dan Air yang akan dimasukkan lagi ke Menara Distilasi (MD-03) untuk diproses lebih lanjut.

Untuk tahap proses akhir pada Menara Distilasi (MD-03) senyawa hasil dari produk atas berupa etanol akan dialirkan dan digunakan sebagai recycle kembali menuju mixing point pada Mixer (M-01) sedangkan untuk produk bawah seperti sisa-sisa dari senyawa isobutilena, etanol dan air akan dialirkan lagi menuju tangki UPL (T-04)

3.2.4. Tahap Proses Penyimpanan Produk

Penyimpanan produk untuk hasil Ethyl Tertiary Buthyl Ether akan disimpan pada tangki penyimpanan produk (T-03) akan tetapi saat keluar dari Menara Distilasi (MD-02) produk ini perlu diturunkan terlebih dahulu suhunya dengan menggunakan pendingin yaitu cooler (CL-02) agar produk berada pada kondisi operasi yang sesuai yaitu 30°C dan tekanan 1 atm sehingga senyawa tidak rusak ketika disimpan pada tangki penyimpan produk (T-03). Untuk hasil akhir dari sisa-sisa senyawa lain seperti isobutilena, etanol, dan air akan dialirkan pada menuju tangki UPL sebelum menuju tangki UPL senyawa-senyawa ini juga akan

didinginkan terlebih dahulu menggunakan pendingin yaitu cooler (CL-03) berupa fluida pendingin agar berada pada kondisi operasi 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian hasil senyawa pada tangki UPL (T-04) ini akan digunakan atau diolah lebih lanjut.

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor (R-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Reaktor (R-01)	
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan Isobutylene dengan Ethanol menjadi Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) dengan bantuan Katalis Amberlyst 15
Tipe	<i>Fixed Bed Multitube Reaktor</i>
Mode Operasi	Arus kontinyu
Jumlah	1 unit
Harga	\$351.100,00
Kondisi Operasi	
Suhu	89 °C
Tekanan	7,7765 Atm
Kondisi Operasi	Non adiabatik
Konstruksi dan Material	
Bahan	High Alloy Steel SA 167 Grade 3
Diameter Shell (ID)	39 in
Tebal Shell	0,31 in
Diameter Pipa (ID)	0,584 in
Jumlah Pipa	1258
Tinggi Total	3,86 m
Jenis Head	Torispherical Head

3.3.2 Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.2 Spesifikasi Menara Distilasi 1

Menara Distilasi 1 (MD-01)			
Kode	MD-01		
Fungsi	Memisahkan isobutilena (C ₄ H ₈) dari ETBE (C ₆ H ₁₄ O), Ethanol (C ₂ H ₅ OH), dan Air (H ₂ O)		
Tipe	Plate tower/Sieve Tray		
Material	Carbon Steel ASTM A516 grade 70		
Jumlah	1 unit		
Kondisi Operasi			
Keterangan	Umpan	Puncak Menara	Dasar Menara
suhu	36,85 °C	119,92 °C	34,13 °C
Tekanan	4 atm	4 atm	4 atm
Konstruksi dan Material			
Diameter Shell (ID)	1,11 m		
Tinggi Shell	18,48 m		
Tebal Shell	0,18 in		
Jenis Head	Torispherical Head		
Tinggi Head	0,251 m		
Tebal Head	0,18 in		
Type Tray			
Jenis	Sieve Tray		
Tebal Tray	5 mm		
Jumlah Plate	33 plate		

3.3.3 Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.3 Spesifikasi Menara Distilasi 2

Menara Distilasi 2 (MD-02)			
Kode	MD-02		
Fungsi	Memisahkan ETBE (C ₆ H ₁₄ O) (Produk) dari Ethanol (C ₂ H ₅ OH), dan Air (H ₂ O)		
Tipe	Plate tower/Sieve Tray		
Material	Carbon Steel ASTM A516 grade 70		
Jumlah	1 unit		
Kondisi Operasi			
Keterangan	Umpan	Puncak	Dasar Menara

		Menara	
suhu	76,70 °C	81,68 °C	75,95 °C
Tekanan	1,12 atm	1,12 atm	1,12 atm
Konstruksi dan Material			
Diameter Shell (ID)	3,65 m		
Tinggi Shell	15,25 m		
Tebal Shell	0,18 in		
Jenis Head	Torispherical Head		
Tinggi Head	0,56 m		
Tebal Head	0,18 in		
Type Tray			
Jenis	Sieve Tray		
Tebal Tray	5 mm		
Jumlah Plate	20 plate		

3.3.4 Menara Distilasi 3 (MD-03)

Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi 3

Menara Distilasi 3 (MD-03)			
Kode	MD-03		
Fungsi	Ethanol (C ₂ H ₅ OH) dari Air (H ₂ O) dan komponen yang tidak dibutuhkan lainnya		
Tipe	Plate tower/Sieve Tray		
Material	Carbon Steel ASTM A516 grade 70		
Jumlah	1 unit		
Kondisi Operasi			
Keterangan	Umpan	Puncak Menara	Dasar Menara
suhu	78,53 °C	91,65 °C	78,25 °C
Tekanan	1,12 atm	1,12 atm	1,12 atm
Konstruksi dan Material			
Diameter Shell (ID)	1,47 m		
Tinggi Shell	14,78 m		
Tebal Shell	0,12 in		
Jenis Head	Torispherical Head		
Tinggi Head	0,27 m		
Tebal Head	0,12 in		
Type Tray			

Jenis	Sieve Tray
Tebal Tray	5 mm
Jumlah Plate	38 plate

3.3.5 Tangki Penyimpanan

Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-UPL
Fungsi	Menyimpan bahan baku isobutilena C ₄ H ₈	Menyimpan bahan baku Ethanol C ₂ H ₅ OH	Menyimpan Produk C ₆ H ₁₄ O	Menyimpan senyawa yang tidak diperlukan
Lama Penyimpanan	15 Hari	15 Hari	15 Hari	15 Hari
Jenis Tangki	Tangki Bola	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	2	2	2	1
Kondisi Operasi				
Suhu (Celsius)	30	30	30	30
Tekanan (atm)	5	1	1	1
Spesifikasi				
Bahan	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon
Volume (m ³)	3.796,83	2.691,52	5.590,45	638,23
Diameter (m)	19,353 m	13,71 m	36,57 m	9,14
Tinggi/panjang (m)	36,58 m	18,28 m	5,48 m	14,63
Tebal Shell (in)	0,875 in	0,39 in	0,30 in	0,21
Head & Bottom				
Jenis Head	-	Cone Roof	Conical Head Internal Floating Roof	Cone Roof
Tebal Head	-	0,187 in	0,25 in	0,18 in
Jenis Bottom	-	Flat Bottom	Flat Bottom	Flat Bottom

Harga	\$61.800,00	\$30.900,00	\$49.400,00	\$12.900,00
-------	-------------	-------------	-------------	-------------

3.3.6 Kondensor

3.3.6.1. Kondensor 1 (CD-01)

Tabel 3.6 Spesifikasi Kondensor (CD-01)

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi (MD-01)	
Jenis	Shell and Tube	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	36,85	16,85
Suhu Keluar (°C)	34,13	26,85
Tekanan	4 atm	
Beban Panas	1.239.819 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	17,25	0,58
OD (in)		0,75
A (ft²)	469,4	
Pressure Drop (Psi)	0,0277	0,0032
Rd (Btu/jam ft².F)	129,52	
Harga (\$)	26.500	

3.3.6.2. Kondensor 2 (CD-02)

Tabel 3.7 Spesifikasi Kondensor (CD-02)

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi (MD-02)	
Jenis	Shell and Tube	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	76,70	30
Suhu Keluar (°C)	75,949	40
Tekanan	1,12 atm	

Beban Panas	26.463.928 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	83	1,3
OD (in)		1,5
A (ft²)	10.245,71	
Pressure Drop (Psi)	0,00612	0,000342
Rd (Btu/jam ft².F)	641	
Harga (\$)	134.900	

3.3.6.3. Kondensor 3 (CD-03)

Tabel 3.8 Spesifikasi Kondensor (CD-03)

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi (MD-03)	
Jenis	Shell and Tube	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	78,53	30
Suhu Keluar (°C)	78,25	40
Tekanan	1,12 atm	
Beban Panas	5.229.176 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	27	0,65
OD (in)		0,75
A (ft²)	658,82	
Pressure Drop (Psi)	0,0258	0,00182
Rd (Btu/jam ft².F)	80,27	
Harga (\$)	35.400	

3.3.7 Reboiler

3.3.7.1 Reboiler 1 (RB-01)

Tabel 3.9 Spesifikasi Reboiler (RB-01)

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan dari dasar Menara Distilasi 1 (MD-01)	
Jenis	Shell and Tube	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	118,65	134,60
Suhu Keluar (°C)	119,91	134,63
Tekanan	4 atm	
Beban Panas	3.031.851 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	25	0,58
OD (in)	-	0,75
A (ft²)	835,93	
Pressure Drop (Psi)	0	0,00105
Rd (Btu/jam ft².F)	13.596,3	
Harga (\$)	49.700	

3.3.7.2 Reboiler 2 (RB-02)

Tabel 3.10 Spesifikasi Reboiler (RB-02)

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan dari dasar Menara Distilasi 2 (MD-02)	
Jenis	Shell and Tube	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	77,95	93,90
Suhu Keluar (°C)	81,68	93,93
Tekanan	1,12 atm	
Beban Panas	28.584.191 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	79	1,4

OD (in)	-	1,5
A (ft ²)	9.164,46	
Pressure Drop (Psi)	0	0,000299
Rd (Btu/jam ft ² .F)	22.798,5	
Harga (\$)	185.400	

3.3.7.3 Reboiler 3 (RB-03)

Tabel 3.11 Spesifikasi Reboiler (RB-03)

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan dari dasar Menara Distilasi 3 (MD-03)	
Jenis	Shell and Tube	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	82,20	102,20
Suhu Keluar (°C)	91,65	102,15
Tekanan	1,12 atm	
Beban Panas	5.830.950 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	37	1,15
OD (in)	-	1,25
A (ft²)	2.131,90	
Pressure Drop (Psi)	0	0,000433
Rd (Btu/jam ft².F)	13.535,8	
Harga (\$)	83.100	

3.3.8 Alat Penukar Panas

3.3.8.1 Cooler 1 (CL-01)

Tabel 3.12 Spesifikasi Cooler (CL-01)

Fungsi	Mendinginkan Cairan Umpan Masuk Reaktor
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Tipe	Fluida Pendingin
Kondisi Operasi	

	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	41,15	30
Suhu Keluar (°C)	40	35
Tekanan	8 atm	
Beban Panas	70.780 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	13,25	0,58
OD (in)	-	0,75
A (ft²)	128,45	
Pressure Drop (Psi)	0,0428	0,00203
Rd (Btu/jam ft².F)	782,46	
Harga (\$)	19.200	

3.3.8.2 Cooler 2 (CL-02)

Tabel 3.13 Spesifikasi Cooler (CL-02)

Fungsi	Mendinginkan Cairan dari Kondensor	
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger	
Tipe	Fluida Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	78,25	20
Suhu Keluar (°C)	30	45
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	1.614.663 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	23,25	0,58
OD (in)	-	0,75
A (ft²)	1026,80	
Pressure Drop (Psi)	0,00584	0,00747
Rd (Btu/jam ft².F)	440,85	
Harga (\$)	37.800	

3.3.8.3 Cooler 3 (CL-03)

Tabel 3.14 Spesifikasi Cooler (CL-03)

Fungsi	Mendinginkan Cairan dari Kondensor	
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger	
Tipe	Fluida Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	91,65	20
Suhu Keluar (°C)	30	45
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	196.574 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	23,25	0,58
OD (in)	-	0,75
A (ft²)	603,43	
Pressure Drop (Psi)	0,0000301	0,0000377
Rd (Btu/jam ft².F)	1.204,12	
Harga (\$)	15.100	

3.3.9 Tangki Akumulator

Tabel 3.15 Spesifikasi Tangki Akumulator

Tangki	AC-01	AC-02	AC-03
Fungsi	Menampung Hasil Kondensasi kondensor CD-01 pada MD-01	Menampung Hasil Kondensasi kondensor CD-02 pada MD-02	Menampung Hasil Kondensasi kondensor CD-03 pada MD-03
Waktu Tinngal	10 menit	10 menit	10 menit
Jenis Tangki	Tangki Silinder Horizontal	Tangki Silinder Horizontal	Tangki Silinder Horizontal
Fase	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1
Kondisi Operasi			
Suhu (°C)	34,13	75,95	78,25
Tekanan (atm)	4	1,12	1,12
Spesifikasi			

Bahan	Carbon Steel ASTM A516 grade 70	Carbon Steel ASTM A516 grade 70	Carbon Steel ASTM A516 grade 70
Volume (m ³)	1,2977	23,5044	3,6927
Diameter (in)	38	10,51	9,67
Tinggi/Panjang (in)	113,78	63,11	58,05
Harga	\$29.300	\$136.800	\$47.100

3.3.10 Alat Transportasi

Tabel. 3.16 Spesifikasi Alat Transportasi

Pompa	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Jumlah Pompa	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Cadangan Pompa	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengalirkan cairan isobutilena dari tangki penyimpanan T-01 menuju ke mixer	Mengalirkan cairan ethanol dari tangki penyimpanan T-02 menuju ke Mixer	Mengalirkan cairan hasil dari recycle Isobutilena menuju ke Mixer	Mengalirkan cairan hasil dari kondensor ke tangki penyimpanan dan refluks	Mengalirkan cairan dari reboiler RB-02 ke menara distilasi MD-03	Mengalirkan cairan hasil dari recycle etanol menuju ke mixer	Mengalirkan cairan dari reboiler RB-03 ke tangki UPL
Kondisi Operasi							
Viskositas (cP)	0,157	0,972	0,150	0,263	0,288	0,287	0,305
Kapasitas (m ³ /jam)	17,678	12,488	6,488	117,52	11,054	9,388	1,638
Pump Head (m)	57,66	96,86	75,49	32,99	28,42	107,10	33,69
Suhu Fluida (°C)	30	30	34,13	75,94	81,67	78,24	91,65
Jenis Pompa	Centrifugal Pump						
Daya Motor (HP)	5	7,5	3	15	2	7,5	0,5
Material Construction	Carbon Steel						
Harga (\$)	12.100	9.000	11.900	25.900	11.900	11.900	8.200

3.3.11. Alat Pencampuran Bahan Baku Mixer (M-01)

Tabel. 3.17 Spesifikasi Mixer (M-01)

Fungsi	Mencampurkan cairan isobutilena dan etanol sebelum menuju ke Reaktor
Jenis	<i>Helical X-Grid</i>
Tipe	Static Mixer
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	41,15
Tekanan	8 atm
Laju Alir	44,878 m ³ /jam
Mechanical Design	
ID (in)	4
OD (in)	4,5
A (ft ²)	0,0884
Pressure Drop (Psi)	0,1188
Loss Koefisien (KL)	8
Harga (\$)	2.200

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total (Satuan dalam Kg/Jam)

Tabel 3.18 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk	Keluar
i-C ₄ H ₈	13.134,161	2.942,701
TBA	208,039	208,039
C ₂ H ₅ OH	10.767,874	2.399,932
H ₂ O	348,655	348,655
ETBE	5.114,230	23.673,632
Total	29.572,959	29.572,959

3.4.2. Neraca Massa Peralatan

A. Reaktor (Satuan dalam kg/jam)

Tabel 3.19 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
i-C ₄ H ₈	13.134,161	2.942,701
TBA	208,039	208,039
C ₂ H ₅ OH	10.767,874	2.399,932
H ₂ O	348,655	348,655
ETBE	5.114,230	23.673,632
Total	29.572,959	29.572,959

B. Menara Distilasi 1 (Satuan dalam Kg/jam)

Tabel 3.20 Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komponen	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
1-C ₄ H ₈	2.942,701	2.913,274	29,427
TBA	208,039	0,037	208,002
C ₂ H ₅ OH	2.399,932	0,946	2.398,986
H ₂ O	348,655	0,002	348,653
ETBE	23.673,632	23,674	23.649,958

Komponen	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
Total	29.572,959	2.937,933	26.635,026
		29.572,959	

C. Menara Distilasi 2 (Satuan dalam Kg/jam)

Tabel 3.21 Neraca Massa Menara Distilasi 2

Komponen	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
1-C ₄ H ₈	29,427	29,427	0,000
TBA	208,002	0,000	208,002
C ₂ H ₅ OH	2.398,986	746,404	1.652,582
H ₂ O	348,653	-	348,653
ETBE	23.649,958	18.163,563	5.486,395
Total	26.635,026	18.939,394	7.695,631
		26.635,026	

D. Menara Distilasi 3 (Satuan dalam Kg/Jam)

Tabel 3.22 Neraca Massa Menara Distilasi 3

Komponen	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
1-C ₄ H ₈	0,000	0,000	0,000
TBA	208,002	104,375	103,627
C ₂ H ₅ OH	1.652,582	1.274,529	378,053

Komponen	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
H ₂ O	348,653	1,743	346,909
ETBE	5.486,395	5.090,556	395,839
Total	7.695,631	6.471,204	1.224,427
		7.695,631	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Reaktor

Tabel 3.23 Neraca Panas Reaktor

Neraca panas Reaktor		
Q	Input (kJ/jam)	output (kJ/jam)
Q ₅	1.091.009,525	-
Q ₆	-	3.107.553,097
Q reaksi	7.808.462,243	-
Q pendingin	-	5.346.945,083
Q loss	-	444.973,588
Total	8.899.471,768	8.899.471,768

3.5.2 Neraca Panas Keseluruhan

Tabel 3.24 Neraca Panas Keseluruhan

No	Komponen	Q (kJ/Jam)	
		Masuk	Keluar
1	Kondensor (CD-01)	1.308.060,64	1.308.060,64
2	Kondensor (CD-02)	27.920.900,29	27.920.900,29
3	Kondensor (CD-03)	5.517.130,86	5.517.130,86
4	Reboiler (RB-01)	3.198.770,780	3.198.770,780
5	Reboiler (RB-02)	30.158.431,105	30.158.431,105
6	Reboiler (RB-03)	6.152.180,116	6.152.180,116
7	Pendingin (HE-01)	74.675,55	74.675,55
8	Pendingin (HE-02)	1.703.545,75	1.703.545,75
9	Pendingin (HE-03)	207.395,37	207.395,37

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

4.1.1. Pemilihan Lokasi Pabrik



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik

Pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) direncanakan akan didirikan disekitar wilayah Pantai Tanjung Peni Kota Cilegon, Provinsi Banten, dengan mempertimbangkan faktor-faktor penting yang mempengaruhi kondisi pabrik kedepannya. Faktor-faktor penting yang dipertimbangkan antara lain yaitu :

4.1.2. Faktor Primer

4.1.2.1. Penyediaan Bahan Baku

Pada dasarnya ketika akan mendirikan suatu pabrik, maka pabrik tersebut membutuhkan yang namanya bahan baku. Berdasarkan pemilihan bahan yang digunakan oleh pabrik pembuatan Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) maka dipilih lokasi pendirian pabrik di kawasan Cilegon, Banten. Pemilihan lokasi ini bertujuan

untuk mempermudah memperoleh bahan baku pembuatan produk ETBE yaitu Isobutylene dan Etanol dari produsen seperti PT Chandra Asri Petrochemical Tbk dan PT Pertamina. Dengan lokasinya yang cukup dekat dengan produsen bahan baku tersebut maka biaya pembelian dan biaya transportasi bahan baku menjadi lebih murah dan terjangkau.

4.1.2.2. Pemasaran

Produk Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) pada dasarnya merupakan senyawa tambahan yang diberikan pada bahan bakar bensin, senyawa ini berfungsi untuk meningkatkan angka oktan (Research Octane Number/RON) dan sebagai oksigenat (penambah oksigen), yang mana dapat membantu pembakaran bahan bakar menjadi lebih sempurna. Senyawa ini umumnya banyak diperlukan di sekitar wilayah Kepulauan Jawa. Umumnya pemasaran bahan ini dapat dijangkau dengan transportasi darat untuk sekitar wilayah pulau jawa, dan terjangkau untuk transportasi laut melalui pelabuhan terdekat.

4.1.2.3. Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan oleh pabrik yaitu tenaga listrik, air dan bahan bakar. Untuk kebutuhan tenaga listrik bisa didapatkan melalui aliran listrik dari PLN setempat maupun dari generator pembangkit yang dibangun langsung pada wilayah pabrik. Selanjutnya untuk kebutuhan air dapat diambil langsung dari air laut, sungai, atau dari sumur galian. Kemudian untuk kebutuhan bahan bakar dapat diperoleh dari Pertamina atau distributornya.

4.1.2.4. Tenaga Kerja

Daerah Cilegon merupakan salah satu wilayah strategis dalam penyediaan ketenagakerjaan, umumnya dapat diperoleh dari masyarakat wilayah sekitar dan juga tenaga ahli yang berpendidikan yang berasal dari dalam daerah maupun luar daerah.

4.1.2.5. Transportasi dan Telekomunikasi

Cilegon terletak di area yang cukup strategis, dimana untuk sarana transportasinya mudah dijangkau begitu pula untuk sarana telekomunikasi dimana daerah ini berada di dekat area pusat perkotaan dengan kondisi jaringan dan sinyal yang baik memudahkan untuk akses penggunaan media internet maupun komunikasi.

4.1.3. Faktor Sekunder

4.1.3.1 Buangan Pabrik

Hasil buangan pabrik diolah terlebih dahulu agar tidak mencemari lingkungan. Buangan air pendingin yang berasal dari laut atau sungai, bisa dialirkan kembali ke laut atau sungai tersebut.

4.1.3.2 Kebijakan Pemerintah

Cilegon merupakan kawasan industri dan berada dalam teritorial negara Indonesia, sehingga secara geografis pendirian pabrik di kawasan tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perizinan pendirian

pabrik Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi
- b. Pengoperasann pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin
- d. Transportasi yang baik dan efisien

4.1.3.3. Tanah dan Iklim

Penentuan suatu kawasan industri tentunya terkait dengan masalah tanah, yaitu tidak rawan terhadap bahaya tanah longsor, gempa maupun banjir, jadi pemilihan lokasi pendirian pabrik di kawasan industri Cilegon tepat walaupun masih diperlukan kajian lebih lanjut lagi tentang masalah tanah sebelum pendirian pabrik. Kondisi iklim di daerah Cilegon seperti iklim di Indonesia pada umumnya dan kondisi iklim ini tidak membawa pengaruh yang besar terhadap jalannya proses produksi.

4.1.3.4. Keadaan Masyarakat

Masyarakat Cilegon merupakan campuran dari berbagai suku bangsa yang hidup saling berdampingan, hal ini bukan merupakan faktor penghambat tetapi menjadi faktor pendukung pendirian suatu pabrik. Pembangunan pabrik di lokasi tersebut dipastikan akan mendapat sambutan baik dan dukungan dari masyarakat setempat, dan dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat.

4.1.3.5. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Untuk prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya umumnya wajib terpenuhi, begitu pula dengan fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, tempat ibadah, rumah sakit, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjagaan, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang dan proses.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

1. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam

menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi

dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

- a. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol. Disini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran

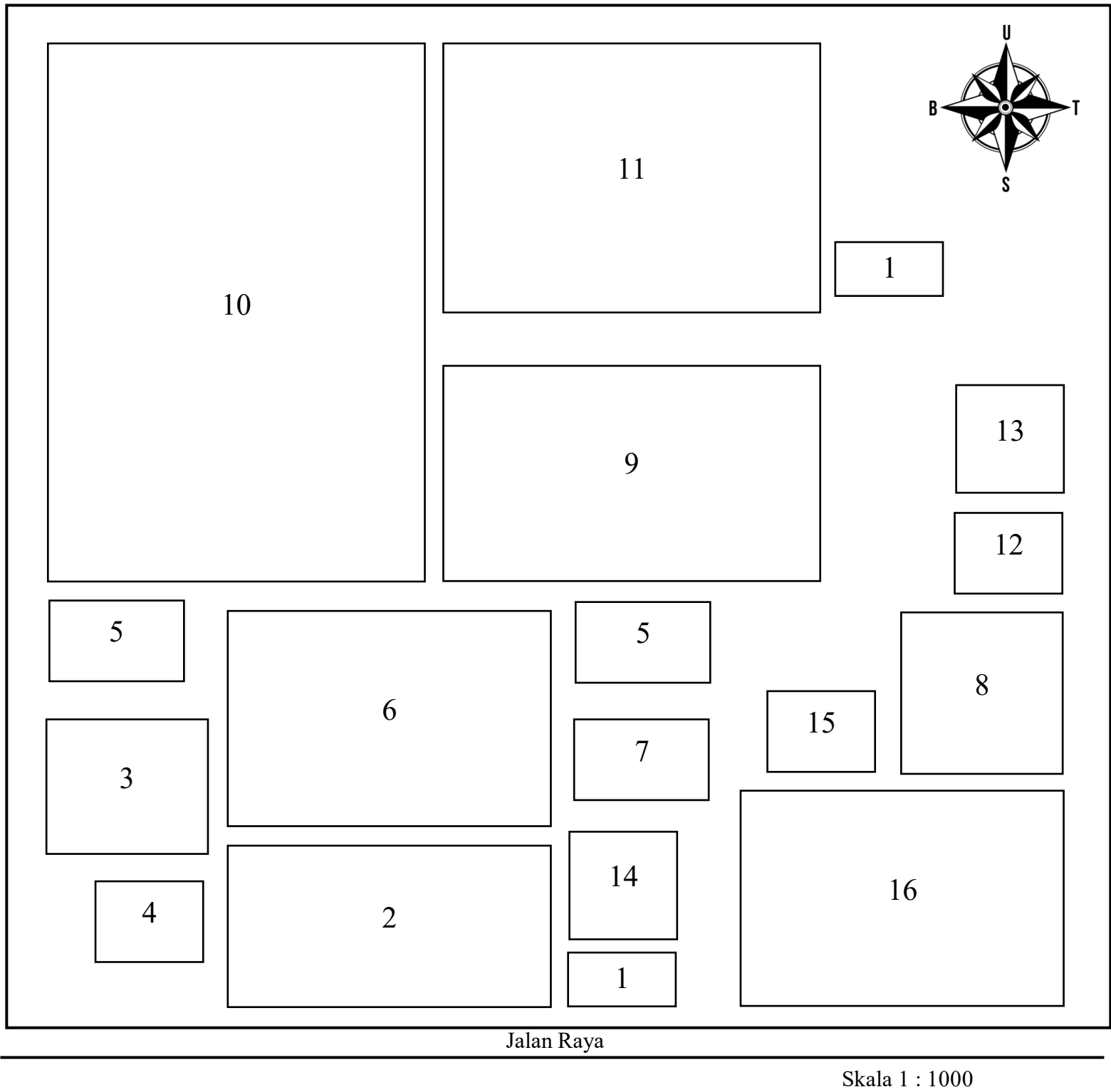
operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk

- b. Daerah proses
- c. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi
- d. Daerah utilitas

Tabel 4.1 Luas Bangunan

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1	Kantor Utama / Kantor Pusat	60 x 40	2400
2	Pos Keamanan	20 x 10	200
3	Tempat Parkir	20 x 20	400
4	Kantin	20 x 15	300
5	Masjid	30 x 25	750
6	Klinik	25 x 15	375
7	Kantor Teknik dan Produksi	30 x 25	750
8	Unit pemadam kebakaran	25 x 15	375
9	Gudang Alat	20 x 15	300
10	Gudang Bahan kimia	20 x 15	300
11	Laboratorium	30 x 30	900
12	Utilitas	70 x 40	2800
13	Daerah proses	70 x 100	7000
14	Ruang kontrol	25 x 15	375
15	Ruang kontrol utilitas	25 x 15	375
16	Tangki bahan baku	40 x 80	3200

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
17	Tangki produk	30 x 70	2100
18	Mess	60 x 40	2400
19	Jalan dan taman	60 x 30	1800
20	Bengkel	20 x 20	400
21	Perluasan Pabrik	70 x 50	3500
22	Jumlah		29200



Keterangan :

- | | |
|------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 9. Utilitas |
| 2. Taman | 10. Daerah Proses |
| 3. Musholla | 11. Area Perluasan |
| 4. Kantin | 12. Gudang |
| 5. Ruang Kontrol | 13. Bengkel |
| 6. Kantor Pusat | 14. Tempat Parkir |
| 7. Klinik | 15. Unit Pemadam Kebakaran |
| 8. Laboratorium | 16. Mess |

Gambar 4.2 Rencana Tata Letak Pabrik

4.3. Tata Letak Mesin / Alat Proses (Machines Layout)

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

4.3.1 Aliran bahan baku dan produk

Pada pengaliran suatu bahan baku dan produk yang tepat maka akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, hal ini juga dapat menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi. Biasanya hal yang perlu diperhatikan seperti penempatan rakian pipa, ketinggian pipa, dan titik lokasi penempatan pipa untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

4.3.2 Aliran udara

Aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja.

4.3.3 Cahaya

Penerangan cahaya pada seluruh pabrik harus memadai terutama pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi. Cahaya penerangan ini berguna membantu memudahkan operasional pabrik dan juga membantu mempermudah para pekerja dalam kegiatan yang dilakukan di pabrik.

4.3.4 Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan mudah. Hal ini juga sangat membantu apabila terjadi gangguan pada alat proses maka dapat segera diketahui dan kemudian dilakukan perbaikan. Dengan demikian keamanan untuk para pekerja lebih terjamin.

4.3.5 Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik umumnya diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

4.3.6 Jarak antar alat proses

Untuk alat proses pada pabrik dengan suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dilakukan pemisahan dengan alat proses lainnya. Tujuan dari pemisahan ini agar ketika terjadi kerusakan alat yang menyebabkan ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, maka dampak kerusakan tidak akan menyebar dan merusak alat-alat proses lainnya.

4.3.7 Maintenance

Proses maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan melakukan pemeliharaan dan perbaikan alat sehingga proses produksi tetap berjalan sesuai prosedur tanpa adanya hambatan. Oleh karena itu

tingkat produktivitas suatu pabrik tetap berjalan dengan baik sehingga dapat didapatkan target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan. Perawatan preventif pada alat biasanya dilakukan setiap hari untuk menjaga alat dari kerusakan serta menjaga kebersihan pada alat. Sedangkan untuk perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Untuk alat-alat yang memproduksi secara kontinyu biasanya akan berhenti jika terjadi kerusakan. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat yang meliputi sebagai berikut:

a. Over head 1 x 1 tahun

- a. Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi Pengecekan kondisi alat, pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti keadaan semula sehingga alat tersebut dapat digunakan lagi.

b. Repairing

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian dari suatu alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan berkala pada alat-alat pabrik.

Berikut ini adalah faktor-faktor yang mempengaruhi proses maintenance yaitu :

1. Umur alat

Ketika semakin tua umur suatu alat maka akan semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan. Hal ini biasanya menyebabkan bertambahnya biaya perawatan pada alat tersebut

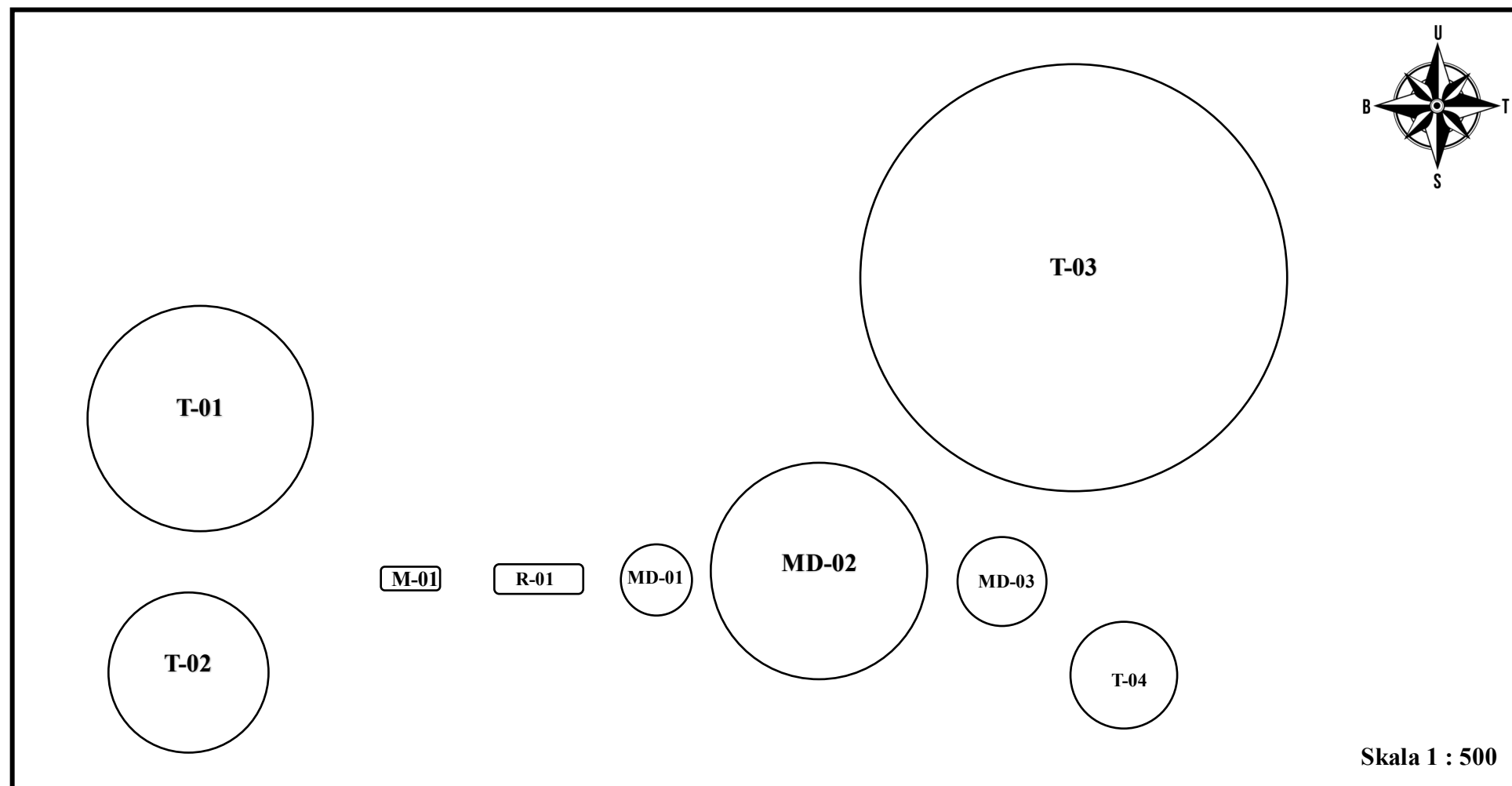
2. Bahan Baku

Pemilihan bahan baku pada pabrik umumnya pada kondisi dan kualitas yang tinggi. Apabila bahan baku yang digunakan kurang berkualitas atau tidak sesuai maka dapat menyebabkan penurunan kinerja alat bahkan bisa juga membuat kerusakan pada alat tersebut.

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan.
3. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.

Tata letak peralatan pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) dari bahan baku Isobutilene dan Etanol dapat dilihat pada gambar berikut :



- Keterangan :
- | | | | |
|---------|----------------------|----------|-------------------------------|
| 1. T-01 | : Tangki Isobutilena | 6. R-01 | : Reaktor Fixed Bed Multitube |
| 2. T-02 | : Tangki Etanol | 7. MD-01 | : Menara Distilasi 1 |
| 3. T-03 | : Tangki ETBE | 8. MD-02 | : Menara Distilasi 2 |
| 4. T-04 | : Tangki UPL | 9. MD-03 | : Menara Distilasi 3 |
| 5. M-01 | : Mixer | | |

Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Perusahaan

Setiap organisasi perusahaan didirikan dengan tujuan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur dan golongan yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan.

Tujuan yang ingin dicapai adalah sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri. Pabrik pembuatan Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) ini direncanakan didirikan pada tahun 2029 dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT).

Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

1. Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.
2. Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
3. Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
4. Efisiensi Manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha dapat menjadi lebih luas dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan terus-menerus.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas antara lain :

1. Pendirian pabrik dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang.
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
3. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham
4. Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.4.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi adalah kerangka yang berisi pembagian tugas dan keterkaitan antar bagian untuk menjalankan semua aktivitas demi mencapai tujuan perusahaan. Secara visual, struktur ini biasanya digambarkan dalam bentuk bagan yang menunjukkan susunan unit kerja serta alur wewenang yang berlaku. Tata kelola organisasi yang baik jadi salah satu kunci pertumbuhan perusahaan. Sebab struktur yang jelas akan memperlancar komunikasi internal dan menciptakan kerja sama yang harmonis antar karyawan.

Agar sistem organisasi efektif, ada beberapa prinsip dasar yang perlu diterapkan yaitu :

1. Perumusan tugas perusahaan dibuat dengan rinci dan jelas.
2. Wewenang didelegasikan sesuai tanggung jawab masing-masing.

3. Pembagian kerja antar fungsi tidak tumpang tindih.
4. Adanya kesatuan perintah dan akuntabilitas.
5. Sistem pengawasan terhadap hasil kerja yang sudah dijalankan.
6. Struktur organisasi bersifat fleksibel agar mudah beradaptasi.

Umumnya terdapat 3 jenis struktur organisasi perusahaan yaitu : line/lini, dan staf, ditambah sistem fungsional. Jika berpedoman pada prinsip-prinsip tadi, bentuk struktur yang ideal adalah gabungan sistem line/lini dengan staf. Pada model ini alur wewenangnya lebih simpel dan mudah diterapkan. Kelebihan pembagian tugas dari sistem fungsional juga tetap ada, jadi setiap karyawan cukup melapor dan bertanggung jawab ke satu atasan saja.

Demi mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Dalam organisasi line dan staff, ada 2 kelompok orang yang berperan penting.

Kelompok pertama disebut lini, yaitu mereka yang langsung mengerjakan tugas utama organisasi untuk mencapai tujuan. Kelompok kedua disebut staf, yaitu orang-orang yang pakai keahlian khusus untuk memberi saran dan dukungan ke unit operasional.

Dalam organisasi line dan staff, ada 2 kelompok orang yang berperan penting. Kelompok pertama disebut lini, yaitu mereka yang langsung mengerjakan tugas utama organisasi untuk mencapai tujuan. Kelompok kedua disebut staf, yaitu

orang-orang yang pakai keahlian khusus untuk memberi saran dan dukungan ke unit operasional. Singkatnya: lini = yang "turun ke lapangan", staf = yang "kasih masukan ahli".

Pemilik perusahaan adalah pemegang saham. Untuk operasional harian, mereka diwakili oleh Dewan Komisaris. Sementara itu, jalannya perusahaan sehari-hari dipegang oleh Direktur. Direktur dibantu 2 Kepala Bidang yaitu : Produksi serta Keuangan & Umum. Setiap kepala bidang membawahi beberapa Kepala Seksi sebagai bentuk pendelegasian tugas dan tanggung jawab. Rinciannya:

1. Kepala Bidang Produksi → membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik
2. Kepala Bidang Keuangan & Umum → mengurus pelayanan & pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, serta Seksi Keuangan & Administrasi. Terakhir, tiap Kepala Seksi memimpin Koordinator Unit atau langsung ke karyawan. Koordinator Unit tugasnya mengatur dan mengawasi kerja karyawan di unit masing-masing.

Adanya struktur organisasi di perusahaan memberi beberapa manfaat, di antaranya:

1. Tugas & wewenang jadi jelas : Pembagian kerja, tanggung jawab, dan batas wewenang tiap bagian tidak rancu lagi.
2. Penempatan SDM lebih pas : Karyawan bisa ditempatkan sesuai kemampuan dan posisi yang tepat.
3. Pengembangan manajemen terarah: Program peningkatan manajemen jadi punya arah yang jelas.

4. Pelatihan lebih fokus: Membantu menentukan jenis pelatihan yang dibutuhkan pejabat yang sudah menjabat.
5. Panduan orientasi : Bisa dipakai sebagai bahan pengenalan bagi pejabat baru.
6. Evaluasi prosedur lebih mudah : Alur kerja dan SOP yang kurang efektif bisa langsung diperbaiki dan disusun ulang.

4.4.3. Tugas dan Wewenang

4.4.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah pemilik perusahaan. Mereka adalah kumpulan orang yang menanamkan modal untuk mendirikan dan menjalankan operasional perusahaan.

Kekuasaan paling tinggi dalam perusahaan berbentuk PT berada di Rapat Umum Pemegang Saham, atau RUPS. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.4.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham Tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai & mengesahkan kebijakan Direksi terkait arah umum perusahaan, target keuntungan, pembagian dana, serta strategi pemasaran.
2. Mengawasi kinerja Direksi selama menjalankan perusahaan.
3. Memberi dukungan ke Direksi untuk urusan-urusan penting perusahaan.

4.4.3.3. Dewan Direksi

Direktur Utama adalah jabatan puncak di perusahaan dan pemegang tanggung jawab penuh atas naik-turunnya kinerja perusahaan. Beliau wajib mempertanggungjawabkan semua keputusan dan kebijakan yang diambil kepada Dewan Komisaris. Dalam struktur, Direktur Utama membawahi 2 orang direktur: Direktur Teknik & Produksi serta Direktur Keuangan & Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Menetapkan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan semua hasil kerja kepada pemegang saham lewat RUPS.
2. Menjaga stabilitas manajemen serta membina hubungan harmonis antara pemilik saham, jajaran pimpinan, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan RUPS.
4. Mengkoordinasikan kerja sama dengan Direktur Teknik & Produksi, Direktur Keuangan & Umum, serta bagian Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggung Jawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.

2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggung jawab ke Direktur utama untuk urusan keuangan, pelayanan umum, K3, litbang, dan pemasaran.
2. Mengatur, mengkoordinasikan, dan mengawasi kerja para kepala bagian yang berada di bawahnya.

4.4.3.4. Staf Ahli

Staf Ahli adalah tim berisi tenaga ahli yang tugasnya membantu Dewan Direksi, baik untuk urusan teknis maupun administrasi. Mereka bertanggung jawab langsung ke Direktur Utama sesuai bidang keahlian masing-masing. Tugas & wewenang Staf Ahli antara lain :

1. Memberi masukan & saran untuk rencana pengembangan perusahaan.
2. Melakukan evaluasi dari sisi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberi saran hukum terkait kegiatan perusahaan.

Ringkasnya : Staf Ahli yaitu “otak pendukung” Dirut + Direksi buat ambil keputusan yang lebih matang.

4.4.3.5. Kepala Bagian

Secara garis besar, Kepala Bagian bertugas mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi seluruh pekerjaan di bagiannya sesuai arahan dari pimpinan perusahaan. Selain itu, Kepala Bagian juga bisa merangkap jadi staf untuk Direktur,

sama seperti Staf Ahli. Tapi secara hierarki, mereka tetap bertanggung jawab langsung ke Direktur yang membawahnya. Ringkasnya: Kepala Bagian = “tangan kanan Direktur” di level operasional + bisa menjadi penasihat.

A. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi :

1. Seksi proses
2. Seksi pengendalian
3. Seksi laboratorium

B. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi :

1. Seksi pemeliharaan
2. Seksi utilitas

C. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

1. Seksi pembelian

2. Seksi pemasaran/penjualan

D. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan, inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi. Seksi Pemeliharaan tugas utamanya:

1. Menyusun rencana & melakukan pemeliharaan untuk gedung dan seluruh peralatan pabrik.
2. Memperbaiki setiap kerusakan yang terjadi pada mesin/peralatan pabrik.

E. Kepala Seksi Utilitas

Seksi Utilitas Tugasnya:

1. Menjalankan dan mengatur semua sarana utilitas.
2. Memastikan kebutuhan proses produksi terpenuhi, mulai dari pasokan air, uap, sampai tenaga/energi.

F. Kepala Seksi Penelitian

Kepala Seksi Penelitian bertanggung jawab ke Kepala Bagian R&D untuk urusan mutu produk. Seksi Penelitian tugas utamanya:

1. Melakukan riset untuk meningkatkan kualitas/mutu produk..

G. Kepala Seksi Pengembangan

Kepala Seksi Pengembangan bertanggung jawab ke Kepala Bagian R&D untuk urusan pengembangan produksi. Seksi Pengembangan tugas utamanya:

1. Memilih target pasar produk ke lokasi tertentu + meningkatkan efisiensi kerja.
2. Meningkatkan mutu produk, memperbaiki proses pabrik, merancang alat, dan mengembangkan produksi.

H. Kepala Seksi Administrasi

Kepala Seksi Administrasi bertanggung jawab ke Kepala Bagian Keuangan untuk urusan administrasi. Seksi Administrasi tugasnya:

1. Mengurus pencatatan utang piutang, persediaan kantor, dan pembukuan.
2. Menangani semua urusan administrasi umum + perpajakan.

I. Kepala Seksi Keuangan

Kepala Seksi Keuangan bertanggung jawab ke Kepala Bagian Keuangan untuk urusan keuangan dan anggaran. Seksi Keuangan tugasnya:

1. Menghitung dan mengontrol penggunaan dana perusahaan.
2. Mengamankan kas perusahaan + memprediksi kondisi keuangan ke depan.
3. Menghitung gaji dan insentif karyawan.

J. Kepala Seksi Penjualan

Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab ke Kepala Bagian Pemasaran untuk urusan pemasaran hasil produksi. Seksi Penjualan tugasnya:

1. Menyusun strategi penjualan untuk produk hasil pabrik.
2. Mengatur distribusi produk dari gudang ke tujuan.

K. Kepala Seksi Pembelian

Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab ke Kepala Bagian Pemasaran untuk urusan penyediaan bahan baku dan peralatan. Seksi Pembelian tugasnya:

1. Mengadakan pembelian barang dan peralatan sesuai kebutuhan perusahaan.
2. Memantau harga pasar bahan baku biar dapat harga terbaik.
3. Mengatur keluar-masuk bahan dan alat di gudang.

L. Kepala Seksi Personalia

Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab ke Kepala Bagian Umum untuk urusan sumber daya manusia. Seksi Personalia tugasnya:

1. Mengelola SDM dan manajemen karyawan.
2. Membina dan menciptakan suasana kerja nyaman antara karyawan, pekerjaan, dan lingkungan supaya tidak boros waktu dan biaya.
3. Menjaga disiplin kerja tinggi supaya suasana kerja tenang tapi tetap produktif.
4. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

M. Kepala Seksi Humas

Kepala Seksi Humas bertanggung jawab ke Kepala Bagian Umum untuk urusan hubungan masyarakat. Seksi Humas tugasnya:

1. Menjaga dan mengatur relasi perusahaan dengan pihak luar atau masyarakat.

N. Kepala Seksi Keamanan

Kepala Seksi Keamanan bertanggung jawab ke Kepala Bagian Umum untuk urusan keamanan area pabrik. Seksi Keamanan tugasnya:

1. Menjaga semua gedung dan fasilitas perusahaan biar aman.
2. Mengawasi keluar-masuk orang, karyawan maupun tamu, di lingkungan pabrik.
3. Menjaga kerahasiaan data/informasi internal perusahaan.

4.4.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

a. Karyawan Tetap

Diangkat dan diberhentikan pakai SK Direksi. Gajinya bulanan, besarnya sesuai jabatan, skill, dan lama kerja.

b. Karyawan Harian

Diangkat & diberhentikan Direksi tanpa SK. Gajinya harian, dibayar tiap akhir minggu.

c. Karyawan Borongan

Dipanggil kerja kalau ada job tertentu saja. Gajinya sistem borongan, bayar per paket pekerjaan selesai.

4.4.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

jadwal kerja di perusahaan biasa dibagi menjadi dua bagian antara lain :

- jadwal kerja kantor (jadwal non shift).
- Jadwal kerja pabrik (jadwal shift).

4.4.5.1. Jadwal Non Shift

Berlaku untuk para karyawan kantor (office). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam. dengan perincian sebagai berikut :

- Senin - Jumat : 08.00 - 16.00 WIB
- Istirahat : 12.00 - 13.00 WIB
- Coffe Break 1 : 09.45 - 10.00 WIB
- Coffe Break 2 : 14.45 - 15.00 WIB
- Sabtu : 08.00 - 14.00 WIB
- Istirahat : 12.00 - 13.00 WIB

4.4.5.2. Jadwal Shift

Untuk jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik,

laboratorium, elektrik dan instrumentasi. untuk jadwal kerja shift ini dibagi menjadi 3 shift yaitu :

- Shift 1 : 24.00 - 08.00 WIB
- Shift 2 : 08.00 - 16.00 WIB
- Shift 3 : 16.00 - 24.00 WIB

setelah melakukan kerja shift setiap dua hari pada shift 1,2, maupun 3 maka karyawan akan mendapatkan libur selama dua hari. setiap kerja shift karyawan mendapatkan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Apabila karyawan masih ingin bekerja lagi diluar dari jam kerja kantor maupun pabrik maka kelebihan waktu bekerja tersebut akan dihitung sebagai kerja lembur (overtime) dengan perhitungan gaji tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional) maka karyawan kantor akan diliburkan. tetapi beberapa karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwal shiftnya dengan perhitungan lembur.

4.4.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

4.4.6.1. Penggolongan Jabatan

Tabel 4.2. Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik/Ekonomi/Hukum
2	Direktur Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia

No	Jabatan	Pendidikan
5	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
6	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi/Teknik
8	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
9	Kepala Seksi	Sarjana Muda
10	Operator	STM/SMA/Sederajat
11	Sekretaris	Sarjana Muda Sekretaris
12	Staff	Sarjana Muda / D III
13	Medis	Dokter
14	Paramedis	Perawat
15	Lain-lain	SMP/SMA/Sederajat

4.4.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.3. Perincian Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staf ahli	2
5	Litbang	2
6	Sekretaris	3
7	Kepala Bagian Umum	1

No	Jabatan	Jumlah
8	Kepala Bagian Keuangan	1
9	Kepala Bagian Pemasaran	1
10	Kepala Bagian Produksi	1
11	Kepala Bagian Teknik	1
12	Kepala Seksi Keamanan	1
13	Kepala Seksi Pembelian	1
14	Kepala Seksi Pemasaran	1
15	Kepala Seksi Personalia	1
16	Kepala Seksi Administrasi	1
17	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
18	Kepala Seksi Proses	1
19	Kepala Seksi Pengendalian	1
20	Kepala Seksi Laboratorium	1
21	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
22	Kepala Seksi Utilitas	1
23	Karyawan Humas	3
24	Karyawan Personalia	3
25	Karyawan Pembelian	2
26	Karyawan Pemasaran	2
27	Karyawan Administrasi	2
28	Karyawan Anggaran	2
29	Karyawan Personalia	4

No	Jabatan	Jumlah
30	Karyawan Pengendalian	12
31	Karyawan Proses	30
32	Karyawan Pemeliharaan	4
33	Karyawan Laboratorium	4
34	Karyawan Utilitas	10
35	Karyawan Keamanan	6
36	Medis	2
37	Supir Kendaraan	4
38	Cleaning Service	4
Total		120

4.4.6.3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji suatu perusahaan dibagi menjadi 3 golongan yaitu:

1. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada karyawan atau pegawai secara tetap dengan jumlah gaji yang telah disepakati berdasarkan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan atau pegawai yang tidak tetap, biasanya dihitung berdasarkan jumlah jam dalam bekerja sebagai contoh buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan atau pegawai yang jumlah pekerjaannya melebihi batas jam kerja yang telah ditetapkan. Untuk besar gaji lembur biasa disesuaikan dari peraturan yang berlaku diperusahaan.

Penggolongan gaji berdasarkan jabatan

Tabel 4.4 gaji berdasarkan jabatan

Golongan	Jabatan	Gaji/bulan
1	Kepala Direktur	Rp. 50.000.000,00
2	Direktur Utama	Rp. 45.000.000,00
3	Staf Ahli dan Litbang	Rp. 20.000.000,00
4	Kepala Bagian	Rp. 15.000.000,00
5	Kepala Seksi	Rp. 10.000.000,00
6	Sekretaris	Rp. 5.000.000,00
7	Dokter	Rp. 5.000.000,00
8	Medis	Rp. 4.000.000,00
9	Karyawan	Rp. 4.000.000,00
10	Satpam	Rp. 2.000.000,00
11	Supir	Rp. 1.500.000,00
12	Cleaning Service	Rp. 1.000.000,00

4.4.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat Kesejahteraan Sosial apabila terpenuhi kebutuhan dan kepentingan berikut ini :

a. Salary (Pembayaran)

- Salary (Pembayaran)/Bulan
- Bonus per tahun untuk staf minimal 2 kali basic salary
- THR per tahun untuk semua staf 1 kali basic salary
- Natal per tahun untuk semua staf 1 kali basic salary
- Jasa per tahun untuk semua staf 1 kali basic salary

b. Jaminan sosial dan pajak pendapatan

- Biaya pajak pendapatan semua karyawan akan ditanggung oleh perusahaan.
- Jamsostek :
 1. Yaitu dari 3,5 % kali basic salary
 2. Selanjutnya 1,5 % tanggungan perusahaan
 3. Kemudian 2 % tanggungan karyawan

c. Medical (Kesehatan)

- Emergency yaitu pabrik menyediakan layanan kesehatan maupun klinik pengobatan gratis kepada seluruh karyawan atau pegawai pekerja pabrik.
- Tahunan merupakan pengobatan yang diberikan untuk staf dan keluarga yang bebas ditanggung oleh perusahaan.

d. Perumahan

- Merupakan tempat tinggal sementara untuk para pegawai, staf, dan karyawan biasanya berupa mess.

e. Rekreasi dan Olahraga

- Rekreasi : Setiap 6 bulan sekali para pegawai dan karyawan bersama-sama mengadakan tour atau liburan yang biayanya ditanggung oleh perusahaan.
- Olahraga : Terdapat lapangan serta sarana untuk melakukan kegiatan olahraga demi menjaga kebugaran tubuh.

f. Kenaikan Gaji dan Promosi Jabatan

- Kenaikan gaji pada karyawan maupun pegawai dilakukan setiap akhir tahun dengan mempertimbangkan prestasi kerja yang dilakukan, kondisi ekonomi, jumlah tenaga kerja dan lain-lain.
- Promosi akan diperoleh oleh karyawan maupun pegawai apabila sudah memenuhi kriteria serta mencapai target kerja yang ditentukan. Hal penting yang perlu diperhatikan juga dalam mendapatkan promosi yaitu pendidikan, prestasi kerja, dan lama waktu bekerja di perusahaan tersebut.

g. Hak Cuti dan Izin

- Cuti tahunan : peraturan cuti untuk setiap karyawan dan pegawai pabrik umumnya mendapatkan jatah cuti setiap tahun sebanyak 20 hari, dengan kemungkinan pengajuan cuti dalam 1 bulan kurang lebih 2 hari. Apabila ada keadaan yang sangat mendesak maka jatah cuti bisa ditambahkan.
- Untuk izin kerja mengikuti peraturan yang berlaku pada perusahaan, umumnya izin kerja berkaitan dengan masalah kesehatan, perjalanan jauh, maupun tugas dari perusahaan.

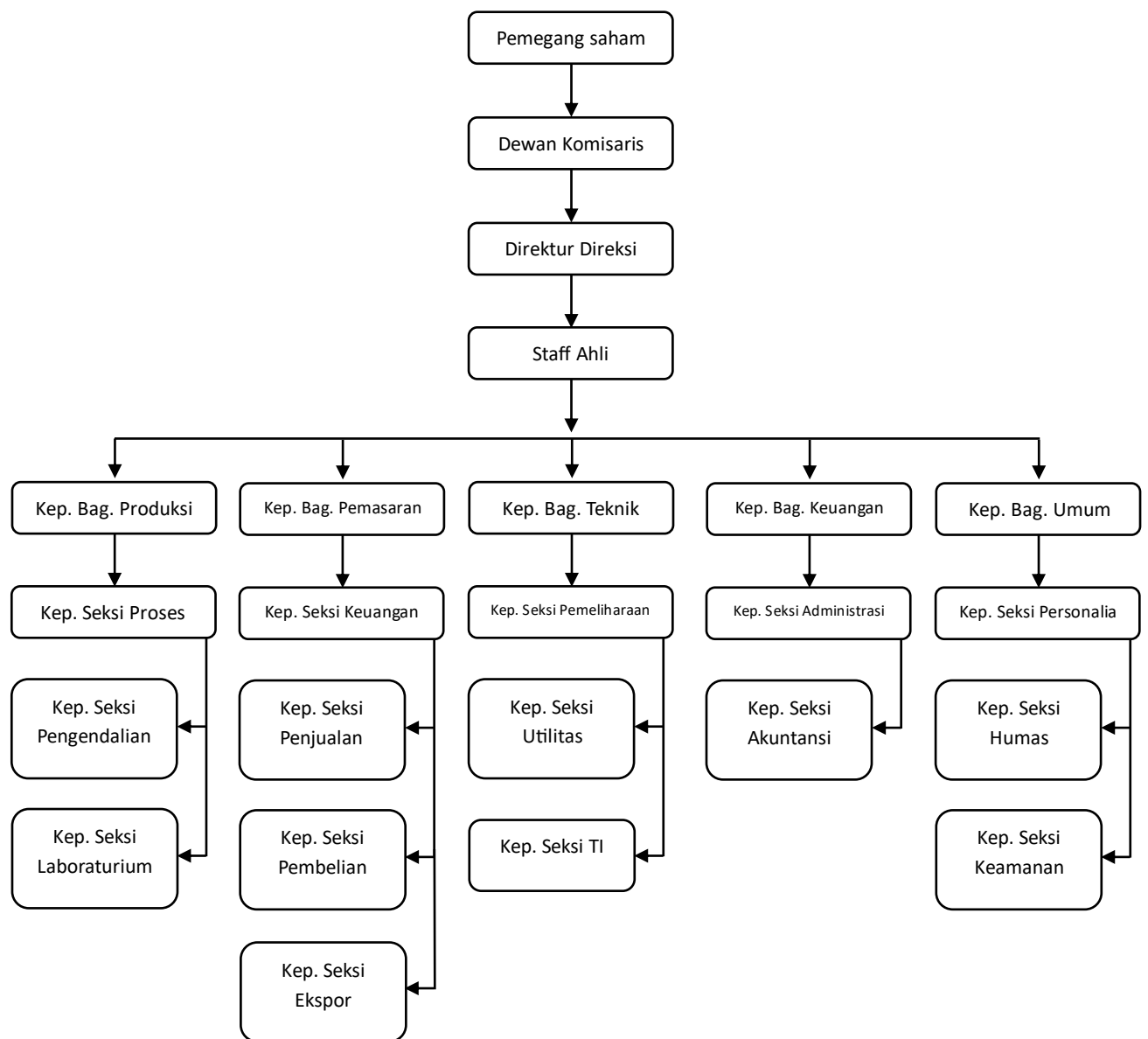
h. Pakaian kerja

- Setiap karyawan maupun pegawai mendapatkan seragam kerja sesuai ketentuan yang berlaku sebagai tanda identitas dari lembaga kerja tersebut.

4.4.8. Manajemen Produksi

Manajemen produksi adalah bagian dari manajemen perusahaan yang tugas utamanya menjalankan seluruh proses pengolahan bahan baku menjadi produk. Caranya dengan mengatur penggunaan sumber daya produksi seefisien mungkin, supaya prosesnya sesuai rencana dan target. Singkatnya: tugasnya memastikan bahan baku masuk → diolah → jadi barang jadi, sesuai jadwal, biaya, dan kualitas yang udah ditentukan. Manajemen produksi terdiri dari 2 bagian yaitu perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan utamanya memastikan produk yang dihasilkan sesuai standar kualitas dan selesai tepat waktu. Makanya, semakin tinggi volume produksi, semakin penting juga perencanaan dan juga pengendalian agar terhindar dari penyimpangan liar. Perencanaan maupun pengendalian saling berkaitan.

Dimana perencanaan menjadi patokan kerja, apabila ada yang melenceng atau keluar dari rencana awal dapat langsung diketahui kemudian dikendalikan lagi membuatnya kembali rencana atau jalur awal yang sesuai.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

BAB V

UTILITAS

5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam prarancangan pabrik Etil Tert-butil Eter (ETBE) ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai.

Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan :

1. Air sungai debitnya relatif stabil sepanjang tahun, jadi risiko krisis air bisa diminimalisir.
2. Proses pengolahan air sungai tergolong gampang, nggak ribet, dan biayanya lebih hemat. Singkatnya air sungai memiliki sumber air yang stabil, gampang ditemukan dan murah diolah.

Kebutuhan air tawar diperoleh dari sungai yang terletak tidak jauh dari lokasi pabrik. air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air laut digunakan untuk :

5.1.1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a. Ketersediaan melimpah: Air gampang didapat dalam jumlah besar.
- b. Gampang diolah dan diatur: Proses pengolahan maupun pengaturannya sederhana.

- c. Kapasitas panas tinggi: Bisa menyerap panas banyak per satuan volume.
- d. Volume stabil: tidak gampang menyusut meski suhunya berubah.
- e. Stabil secara kimia: tidak terurai/terdekomposisi.

5.1.2. Sebagai pemadam kebakaran dan alat pemadam lain

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air tawar digunakan untuk :

1. Air Umpan Boiler adalah air yang dimasukkan ke boiler. Hal-hal penting yang harus diperhatikan saat menangani air ini:

- a. Zat penyebab korosi

Korosi di boiler muncul karena air mengandung senyawa asam dan gas terlarut seperti Oksigen O_2 , Karbon Monoksida CO , Hidrogen Sulfida H_2S , dan Amonia NH_4OH . O_2 bisa masuk karena aerasi atau kontak langsung dengan udara luar.

- b. Zat penyebab kerak / scale

Kerak terbentuk karena ada kesadahan + suhu tinggi. Kesadahan itu biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- c. Zat penyebab busa / foaming

Busa di boiler terjadi karena air bekas dari proses pemanasan didaur ulang. Air daur ulang ini biasanya sudah mengandung zat-zat yang memicu timbulnya busa di dalam boiler.

2. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air bersih yang dipakai untuk kebutuhan sehari-hari, contohnya di rumah, kantor, lab, dan masjid. Karena langsung berhubungan dengan manusia, air ini wajib memenuhi standar kualitas tertentu sehingga aman untuk digunakan.

a. Syarat fisika, meliputi :

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi :

- Bebas zat terlarut : Air tidak boleh mengandung senyawa organik maupun anorganik yang larut di dalamnya.
- Bebas bakteri : Air harus steril dari mikroorganisme/bakteri sehingga aman digunakan manusia.
- Bebas bakteri : Air harus steril dari mikroorganisme/bakteri sehingga aman digunakan manusia.

3. Air Minum

Kebutuhan air di pabrik dipenuhi dari air sungai. Akan tetapi air sungai tidak bisa langsung dipakai, air sungai ini harus diolah terlebih dulu sampai memenuhi mutu standar.

Proses pengolahannya dibagi jadi 2 yaitu : pengolahan fisik untuk menyaring kotoran seperti padatan/lumpur, dan pengolahan kimia untuk menghilangkan zat terlarut, bakteri, dll.

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut :

a. Penyaringan / Filtrasi

Air dari sumber disaring terlebih dulu sebelum masuk. Tujuannya agar kotoran berukuran besar seperti sampah maupun lumpur kasar tidak ikut masuk ke bak pengendapan awal.

b. Pengendapan Fisik

Setelah disaring, air kemudian dialirkan ke bak penampungan/pengendapan awal kode BU-01. Di bak ini ada Level Control System / LCS yang mengatur debit air masuk sehingga sesuai dengan kebutuhan pabrik. Di dalam bak, kotoran yang lebih berat dari air akan mengendap ke bawah karena gravitasi. Lama air ditahan di bak ini sekitar 4-24 jam biar terjadi pengendapan maksimal. (Powell.ST hal 14).

c. Pengendapan Secara Kimia

Kotoran halus yang masih melayang di air digumpalkan terlebih dahulu baru kemudian diendapkan di bak penampung sementara BU-02. Tapi sebelum ke BU-02, air melewati 2 unit terlebih dulu:

1. Premix Tank TU-01 : Di sini air dicampur bahan kimia tawas 5% + Ca(OH)_2 5%.

Fungsinya untuk menaikkan pH air ke range 6,5-7,5 agar proses penggumpalan berjalan. Waktunya cuma 5 menit.

2. Clarifier CLU : Di unit ini flok-flok/kotoran yang sudah menggumpal di TU-01 diendapkan. Waktu tinggalnya 2-8 jam. Lumpur hasil endapan dibuang lewat blow down. Air bersihnya diambil dari atas clarifier, kemudian masuk ke bak penampung sementara BU-02 selama 0,5 jam. Air dari sand filter ini sudah bisa langsung digunakan untuk air pendingin. Akan tetapi jika ingin dipakai sebagai air untuk proses pabrik, atau air umpan boiler, harus diolah lagi agar kualitasnya meningkat.

d. Unit pengolahan air untuk perumahan dan perkantoran.

Air ini digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari sand filter dialirkan ke bak penampung sementara (BU-03). Selanjutnya air masuk ke tangki klorinator (TU-02) Dalam tangki ini yang bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk membunuh kuman sebelum ditampung dalam bak distribusi (BU-04). yang kemudian akan didistribusikan untuk kebutuhan sehari-hari di kantor dan perumahan pabrik.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. Unit Demineralisasi Air

Unit ini tugasnya menguras semua mineral yang ada di air, contohnya Ca, Mg^{2+} , SO_4^{2-} , Cl^- , dll. Dengan cara memakai bantuan resin penukar ion.

b. Unit Deaerator

Air yang sudah lewat demineralisasi biasanya masih menyimpan gas terlarut, terutama O_2 dan CO_2 . Gas-gas ini harus dibuang terlebih dulu karena dapat membuat pipa boiler mengalami karatan/korosi.

Kebutuhan utama air dapat dibagi menjadi :

a. Kebutuhan air pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

No	Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
1	Cooler	CL-01	3.568,652
2	Cooler	CL-02	16.282,068
3	Cooler	CL-03	1.982,234
4	Kondensor	CD-01	31.158,409
5	Kondensor	CD-02	667.559,895
6	Kondensor	CD-03	131.908,902
7	Reaktor	R-01	91.246,888

a. Pre Treatment

Merupakan tahap awal untuk pengolahan air sebelum masuk ke proses koagulasi dan flokulasi. Tujuannya adalah untuk menyaring terlebih dulu kotoran yang mengambang seperti sampah, minyak, lemak, dan sejenisnya. Maka air sungai dipompa terlebih dahulu kemudian ditampung di bak penampungan BU-01. Dari bak inilah yang kemudian akan dilakukan proses treatment lebih lanjut.

b. Koagulasi dan flokulasi

Setelah air selesai pada proses pre treatment air yang masih ada partikel halus melayang ditampung di tangki clarifier. Pada tangki ini kemudian ditambahkan bahan kimia tawas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ + soda abu Na_2CO_3 . Akibatnya partikel halus akan saling menempel dan kemudian terjadi proses koagulasi, pada proses ini gumpalan partikel menjadi semakin besar yang kemudian disebut sebagai proses flokulasi. Gumpalan-gumpalan ini mengendap pada clarifier dan dapat dipisahkan sehingga dapat menghasilkan air bersih yang kemudian dapat digunakan untuk berbagai kebutuhan.

c. Filtrasi

Air dari clarifier yang masih membawa gumpalan halus sisa flokulasi dibersihkan dengan cara air dibuat melewati sand filter di bak penyaring BU-03. Hasil dari air bersih kemudian dipompa ke bak penampung BU-04. Apabila ingin digunakan sebagai air sanitasi, maka air dari BU-04 ditambahkan kaporit terlebih dulu di

BU-05. Kaporit ini berfungsi untuk memusnahkan kuman atau bakteri yang masih ada dan terkandung dalam air.

d. Pengolahan air lunak

Air bersih dari BU-04 dipompa untuk 2 keperluan:

1. Pendingin yang dicampur bersama air recycle dari Cooling Tower (CT) yang kondisi suhunya sudah dingin dan berada pada suhu 30°C.
2. Umpan boiler yang selanjutnya diolah menjadi steam pemanas. Dimana sebelum masuk pada boiler, air terlebih dahulu harus dilunakkan dengan menggunakan proses ion exchanger. Dimana pada tahap ini terdapat proses kation exchanger + anion exchanger dengan menggunakan media berupa zeolit/resin. Apabila kondisi resinnya sudah jenuh maka dapat diregenerasi lagi menggunakan NaCl.

5.2. Unit Penyedia Tenaga Listrik Dan Bahan Bakar

Listrik untuk kebutuhan pabrik umumnya diperoleh dari 2 sumber, yaitu:

1. Suplai dari Pembangkit Listrik Negara (PLN).
2. Pembangkit Diesel (Generator) penghasil listrik sendiri.

Kebutuhan listrik di prarancangan pabrik ETBE dipenuhi menggunakan pembangkit listrik sendiri. Hal ini karena :

1. Pasokan listrik aman dimana listrik akan menyala terus menerus, sehingga proses produksi pabrik akan terus berjalan kecuali apabila terjadi kendala tertentu yang memungkinkan pabrik diberhentikan.
2. Listrik PLN biasa memiliki arus yang tidak stabil dan naik-turun dimana voltase dari PLN tidak stabil, sehingga sangat rawan mengganggu operasional pabrik.

Untuk pembangkit listrik yang dipilih yaitu generator AC (arus bolak-balik)

Pemilihan jenis ini berdasarkan pertimbangan berikut :

1. Miliki jumlah output yang besar. Untuk generator ini biasanya menghasilkan daya yang cukup besar untuk kebutuhan pabrik.
2. Mudah untuk diatur dimana tegangan AC bisa dinaikan maupun diturunkan menggunakan trafo sesuai dengan kebutuhan alat.

Generator yang dipilih berjenis AC 3 fasa dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tegangan stabil sehingga alirannya yang terjadi tidak naik-turun.
2. Motor 3 fasa tergolong murah dan simpel sehingga Harganya lebih ekonomis serta konstruksinya tidak begitu rumit.
3. Tenaga besar sehingga daya kerjanya lebih tinggi dibanding dengan jenis 1 fasa.

4. Kabel lebih hemat sehingga kawat penghantar yang dibutuhkan lebih sedikit.

Selain unit utilitas, ada unit penting lain yang wajib ada yaitu unit pengolahan limbah. Karena pada dasarnya semua pabrik harus dan wajib memiliki unit ini. Khusus industri ETBE, limbahnya diolah dibagi menjadi beberapa jenis antara lain :

1. Limbah kimia : merupakan tumpahan yang ditampung pada basin waste water, kemudian dinetralkan agar tidak mengandung asam/basa, kemudian barulah dibuang ke equalization.
2. Limbah sanitasi : limbah yang berasal dari toilet atau kantor ditampung di septik tank, kemudian di filter terlebih dulu dan barulah dialirkan ke equalization.
3. Limbah non-sanitasi : merupakan air bekas cuci, hujan, dll yang ditampung dari selokan terbuka biasanya terdapat di sekeliling pabrik, lalu langsung dialirkan ke sungai.

5.3. Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi :

Boiler (BLU)

Fungsi	: Membuat steam jenuh
Jenis	: Tube Boiler

Kondisi Operasi

Suhu masuk : 30 °C

Suhu steam : 140 °C

Kebutuhan bahan bakar : 1275,01917 liter/jam

Spesifikasi tube

- OD : 2,88 in
- ID : 2,46 in
- Panjang : 35 ft
- Jumlah : 211 tube
- Total Surface area : 516,117 m

5.4. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik di pabrik ini sebesar 215,56 Kw Sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut, pabrik ETBE menggunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 470 kW jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

Pada perancangan ETBE ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik sendiri. Hal ini didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut:

1. Kontinuitas tenaga listrik dapat terjamin, sehingga proses dapat berjalan lancar.
2. Tenaga listrik yang dihasilkan dari PLN tidak selalu konstant.

Sebagai pembangkit tenaga listrik digunakan generator arus bolak-balik, yaitu dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan relatif cukup besar
2. Tegangan yang dihasilkan dapat dinaikan dan diturunkan dengan menggunakan transformator.

Generator yang digunakan adalah generator AC 3 fasa, dengan pertimbangan-pertimbangan sbb:

1. Tegangan listrik stabil.
2. Motor 3 fasa harganya relatif lebih murah dan relatif lebih sederhana.
3. Daya kerja lebih besar.
4. Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit.

Berikut spesifikasinya :

- Kapasitas : 470 Kw
- Jenis : Generator Diesel
- Jumlah : 1 Buah

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan

untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 50% dan diesel 50% Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

a. Listrik Keperluan Proses

Tabel 5.2. Kebutuhan Listrik Proses

No	Alat	Kode	Tenaga (Hp)	Jumlah	Total Tenaga (Hp)
1	Pompa	P-01	5	1	5
2	Pompa	P-02	7,5	1	7,5
3	Pompa	P-03	3	1	3
4	Pompa	P-04	15	1	15
5	Pompa	P-05	2	1	2
6	Pompa	P-06	7,5	1	7,5
7	Pompa	P-07	0,5	1	0,5
Jumlah					40,5

b. Peralatan Utilitas

Tabel 5.3. Kebutuhan Listrik Utilitas

No	Alat	Kode	Tenaga	Jumlah	Total Hp
1	Pompa	PU-01	5	1	5
2	Pompa	PU-02	5	1	5
3	Pompa	PU-03	5	1	5
4	Pompa	PU-04	1,5	1	1,5
5	Pompa	PU-05	7,5	1	7,5
6	Pompa	PU-06	20	1	20
7	Pompa	PU-07	1	1	1
8	Pompa	PU-08	0,5	1	0,5
9	Rapid Mix Tank	MT	0,5	1	0,5
10	Clarifier	Cr	1,42	1	1,42
11	Cooling Tower	CT	40	1	40
12	Tangki NaCl	T-NaCl	0,5	1	0,5
13	Tangki NaOH	T-NaOH	0,5	1	0,5
Jumlah					88,42

a. Kebutuhan listrik untuk utilitas = 88,42 Hp

b. Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

$$30,20 \text{ Kw} + 65,939 \text{ Kw} = 96,139 \text{ Kw}$$

$$\text{Diambil angka keamanan } 15 \% = 110,55 \text{ Kw}$$

c. Listrik untuk keperluan alat control dan penerangan

Alat kontrol diperkirakan sebesar 30 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 33,16 Kw

d. Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain

diperkirakan 20 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu 22,11 Kw

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 165,82 Kw

Over Design 25%-30 % dipilih 30 %

Sehingga keseluruhan kebutuhan listrik = 215,56 Kw

5.5. Perhitungan Kebutuhan Air

5.5.1. Perhitungan Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan laboratorium, musholla, kamar mandi, dan lain-lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi persyaratan secara fisik yaitu, tidak berwarna, tidak berbau, tidak berbusa, dan memiliki pH netral. Secara kimia, air juga tidak boleh beracun dan secara biologi air tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat mengubah sifat fisik air. Adapun kebutuhan air sanitasi, antara lain seperti kebutuhan karyawan Untuk kebutuhan karyawan dibutuhkan air sebanyak 120 liter perhari.

Densitas air : 997.08 kg/m³ (25°C) (Geankoplis 1993).

Jumlah karyawan : 120 orang.

Jam kerja karyawan. : 8 jam/hari.

5.5.2. Total Kebutuhan Air

- Air untuk perumahan

Air untuk perumahan berkisar antara 200 liter/orang.Hari sampai 300 liter /orang.hari maka dirancang menggunakan 300 liter/orang.hari. Dimana pada lingkungan pabrik ada 5 rumah beserta 6 orang penghuni, Maka air untuk perumahan $9000 \text{ liter/hari} = 9000 \text{ kg/hari}$ jadi massa air untuk perumahan 375 kg/jam

- Air untuk kantor

Jatah untuk kantor berkisar antara 75 liter/hari.orang sampai 150 liter/hari.orang maka dirancang menggunakan 120 liter/orang.hari. Air kantor dirancang untuk memenuhi kebutuhan 120 orang pekerja maka air untuk kantor didapatkan sebanyak $14.400 \text{ liter/hari} = 14.400 \text{ kg/hari}$ jadi massa air untuk kantor yaitu 600 kg /jam

- Air untuk layanan umum dan hidran

dirancang dengan menjumlahkan total kebutuhan air kantor dan perumahan jadi didapatkan Massa air untuk layanan umum yaitu 975 kg/jam

- Air untuk media pendingin (Air Make Up) (10% air pendingin)

maka air make up yang dibutuhkan sebanyak $11.307,98 \text{ kg/jam}$

- Air untuk umpan boiler

Air make up umpan boiler diprediksi 10% dari steam yang dibutuhkan

maka air umpan boiler yang dibutuhkan sebanyak 1.852,55 kg/jam

- Air Bak Bersih

Maka air yang dibutuhkan sebanyak 15.110,536 kg/jam

- Air pencuci sand filter

Air untuk mencuci sand filter diprediksi 5 % dari air bak bersih. Maka air pencuci sand filter yang dibutuhkan sebanyak 755,527 kg/jam

- Air yang hilang dalam klarifier

Didapatkan sejumlah air yang hilang yaitu 5 % dari air bak bersih dan pencuci sand filter. Maka didapatkan sebanyak 793,303 kg/jam

- Air masuk klarifier

Merupakan jumlah keseluruhan air dari bak bersih, pencuci sand filter, dan air yang hilang dalam klarifier. Maka didapatkan sebanyak 16.659,36 kg/jam

- Air hilang dalam bak pengendap

merupakan 5% dari air masuk pada klarifier sehingga didapatkan sebanyak 832,968 kg/jam

- Air dari sungai

Jumlah total keseluruhan dari air sungai yaitu sebanyak 17.492,33 kg/jam

Berdasarkan data tersebut maka didapatkan total keseluruhan kebutuhan air dari air boiler sampai air dari sungai yaitu sebanyak 53.496,58 kg/jam/

Maka secara keseluruhan total air yang diperlukan pada pabrik untuk semua peralatan proses beserta keseluruhan penunjang pabrik lainnya diperkirakan sebanyak : 97.660,76 kg/jam

5.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar Industrial Diesel Oil (IDO) yang diperoleh dari PT. Pertamina dengan Supplier Solar Industri sebagai distributornya. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah Medium Furnace Oil yang juga diperoleh dari PT. Pertamina dengan Supplier Solar Industri sebagai distributornya. Unit ini menyimpan kebutuhan bahan bakar di Boiler sebesar 1083,77 kg/jam. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar untuk generator sebesar 85 kg/jam.

5.7 Unit Pengolahan Limbah

Unit Pengolahan Limbah Cair ini dirancang untuk menetralsir dan menjernihkan air buangan dari sisa proses, air pendingin (cooling water), dan pembersihan peralatan. Prosesnya meliputi: Unit pemisah minyak berfungsi untuk memisahkan sisa hidrokarbon atau minyak yang mungkin terbawa dalam air sebelum masuk ke tahap pengolahan biologis.

Unit Netralisasi: Menyesuaikan tingkat keasaman atau kebasaan (pH) air limbah menggunakan bahan kimia seperti asam atau basa agar memenuhi baku mutu lingkungan .

Unit Pengolahan Biologis: Menggunakan mikroorganisme pengurai untuk menurunkan kadar polutan organik yang terlarut di dalam air .Unit Pengendapan & Filtrasi: Memisahkan lumpur (sludge) dan partikel tersuspensi sehingga air yang dibuang ke lingkungan sudah aman dan bersih

5.8 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

5.8.1 Pompa Utilitas

Tabel 5.4 Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi	Memompa air dari sungai ke bak penampung	Memompa air dari bak penampung ke RMT	Memompa air dari RMT ke sand filter	Memompa air dari sandfilter ke Bak Air Bersih	Memompa air dari Bak Air Bersih untuk di distribusikan	Memompa air untuk kebutuhan pendingin	Memompa air untuk kebutuhan Steam	Memompa air yang telah digunakan untuk Steam
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1	1
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Bahan	Comercial steel	Comercial steel	Comercial steel	Comercial steel	Comercial steel	Comercial steel	Comercial steel	Comercial steel
Kecepatan putar (rpm)	950 rpm	950 rpm	950 rpm	475 rpm	950 rpm	237,5 rpm	1710 rpm	2850 rpm
Head Pompa (m)	5,0074 m	6,36 m	6,91 m	1,90 m	14 m	2,813 m	5,55 m	4,97 m
Tenaga Pompa	3,2 Hp	4,06 Hp	4,22 Hp	1,19 Hp	7,49 Hp	13,83 Hp	0,81 Hp	0,33 Hp
Tenaga Motor	5 Hp	5 Hp	5 Hp	1,5 Hp	7,5 Hp	20 Hp	1 Hp	0,5 Hp

5.8.2 Tangki Utilitas

Tabel 5.5 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	RMT	T Kation	T NaCl	T Anion	T NaoH	T U Boiler	T Kondensat	T Silika	T Udara Tekan
Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan air umpan boiler selama 8 jam	Menyimpan air dari steam selama 1 jam	Menghilangkan uap air yang terkandung dalam udara	Menampung udara tekan selama 120 menit
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1	1	
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder tegak	Tangki silinder horizontal
Bahan	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon
Kapasitas (m ³)	2,1946	0,77113904 (resin)	0,3724	0,0863 (resin)	0,1067	17,873	178,738	0,38857 (silika)	1,124
Diameter (m)	1,408	0,99	0,77	0,47	0,514	4,21	9,08	0,74	0,78
Tinggi/Panjang (m)	1,408	1,19	0,77	0,57	0,514	12,64	27,24	0,74	2,34
Daya (Hp)	0,5	-	0,5	-	0,5	-	-	-	

5.8.3 Bak Pengendap

Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Pengendap

Bak Pengendap	
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai
Jenis	Bak persegi
Panjang (m)	3
Lebar (m)	3
Kedalaman (m)	4
Bahan	Beton Bertulang (Reinforced Concrete)

5.8.4 Clarifier

Tabel 5.7 Spesifikasi Clarifier

Clarifier	
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Jenis	Bak silinder tegak dengan bentuk kerucut
Kapasitas (m ³)	658,37
Diameter (m)	11,57
Tinggi (m)	5,780
Daya (Hp)	1,42

5.8.4 Sand Filter

Tabel 5.8 Spesifikasi Sand Filter

Sand Filter	
Fungsi	Menyaring kotoran yang masih terbawa air dari klarifier
Jenis	Bak persegi
Flux Volume (gal/min ft ²)	2,5
Luas Aliran (m ²)	16,864
Panjang (m)	8,43
Lebar (m)	8,43
Tinggi (m)	1,21

5.8.5 Bak Air Bersih

Tabel 5.9 Spesifikasi Bak Air Bersih

Bak Air Bersih	
Fungsi	Menampung air untuk utilitas, kantor pelayanan dan rumah tangga
Jenis	Bak persegi
Kapasitas (m ³)	5.101.553,79
Panjang (m)	3
Lebar (m)	3
Kedalaman (m)	4
Bahan	Beton Bertulang (Reinforced Concrete)

5.8.6 Cooling Tower

Tabel 5.10 Spesifikasi Cooling Tower

Cooling Tower	
Fungsi	Memulihkan suhu air dari 50°C menjadi 30°C
Jenis	Menara pendingin jujut tarik/Induced Draft Cooling Tower
Kapasitas Panas Uap Air (KJ/Kg.K)	1,884
Luas Penampang (m ²)	22,17
Panjang (m)	4,70
Lebar (m)	4,70
Tinggi (m)	9,14
Daya (Hp)	40

5.8.7 Boiler

Tabel 5.11 Spesifikasi Boiler

Boiler	
Fungsi	Membuat steam jenuh
Jenis	Boiler lorong api
Suhu Air (°Celsius)	30
Suhu Steam (°Celsius)	140
Tekanan (atm)	10,01

Total surface area (m ²)	516,117
OD Tube (in)	2,88
ID Tube (in)	2,46
Panjang pipa (ft)	35
Jumlah pipa	211

5.8.8 Unit Udara Tekan

Tabel 5.12 Spesifikasi Unit Udara Tekan

Unit Udara Tekan	
Fungsi	Sebagai penggerak alat pengendali secara pneumatis
Kebutuhan Udara (m ² /jam)	2
Kompresor Udara	
Fungsi	menekan udara sebanyak 2 m ³ /jam
Jenis	kompresor sentrifugal
Tekanan 1 (atm)	1
Tekanan 2 (atm)	3,95
Rasio	4
Jumlah Stage	1

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga alat-alat proses pada dasarnya berubah-ubah dan tidak tetap, dimana harganya akan selalu naik maupun turun tiap tahun sesuai kondisi ekonomi. Jadi untuk mengetahui harga alat yang sekarang, maka dapat ditaksir pakai harga tahun lalu ditambah indeks harga. Rumusnya memakai persamaan pendekatan buat menghitung harga alat di tahun berjalan.

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Keterangan :

Ex = Harga peralatan pada tahun sekarang / tahun yang mau ditaksir

Ey = Harga peralatan pada tahun dasar / tahun lalu yang sudah diketahui

Nx = Indeks harga pada tahun sekarang

Ny = Indeks harga pada tahun dasar

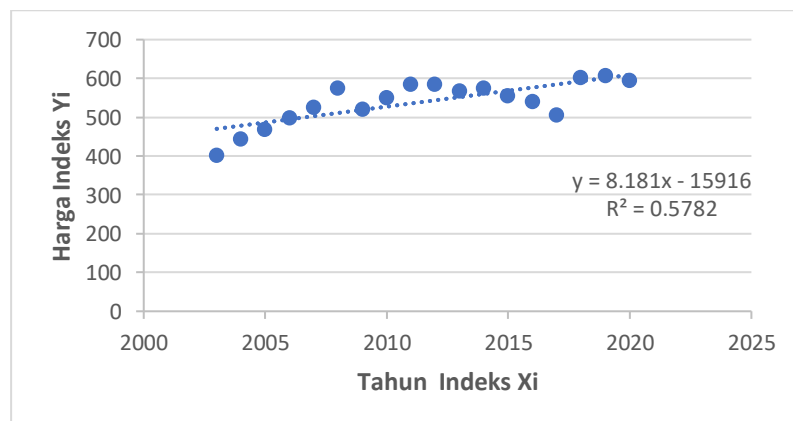
Jenis indeks yang digunakan adalah Chemical Engineering Plant Cost Index dari web www.chemengonline.com/pci

Tabel 6.1. Index Harga

No	Indeks (Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	323,8
2	1988	342,5
3	1989	355,4
4	1990	357,6
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
51	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4

No	Indeks (Xi)	Indeks (Yi)
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8
30	2016	541,7
31	2017	507,5
32	2018	603,1
33	2019	607,5
34	2020	596,2

Dengan metode Regresi Linear maka diperoleh grafik sebagai berikut :



Gambar 6.1 Grafik Tahun vs Harga

Sehingga didapat nilai index harga pada tahun yang diinginkan :

Tabel 6.2. Index Harga Regresi

No	Indeks (Xi)	Indeks (Yi)
1	2021	604,1
2	2022	611,8
3	2023	619,6
4	2024	627,3
5	2025	635,1
6	2026	642,8
7	2027	650,6
8	2028	658,3
9	2029	666,1

$$Eb = Ea \left(\frac{Ch}{Ca} \right)^x$$

Dimana,

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = Kapasitas alat A

Cb = Kapasitas alat B

X = Eksponen

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Untuk pembuatan pabrik ETBE ini digunakan

data harga alat-alat pada situs

<https://www.matche.com/equipcost/Default.html>

6.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi : 150.000 ton/tahun

Satu tahun Operasi : 330 hari

Umur Pabrik : 10 tahun

Pabrik didirikan : 2029

Kurs mata uang : 1 US \$ = Rp 16.259 (data rupiah ditahun 2025)

6.3. Perhitungan Biaya

6.3.1. Capital Investment

Capital Investment / Modal Investasi Ini merupakan total semua uang yang harus keluar buat membangun pabrik sekaligus mengoperasikannya.

Capital investment dibagi jadi 2 bagian yaitu :

- Fixed Capital Investment / Modal Tetap

Uang yang dipakai untuk membangun dan membuat fasilitas produksi. Contoh : membeli tanah, bangunan gedung, mesin, instalasi pipa, dll. Biasanya biaya ini keluar di awal dengan bentuk fisik dan jangka waktu panjang.

- Working Capital / Modal Kerja

Uang yang dipakai buat memutar kembali kondisi operasional pabrik sehari-hari. Contohnya : uang untuk membeli bahan baku, membayar

gaji karyawan, kebutuhan listrik maupun biaya perawatan. Biaya Ini akan keluar terus menerus selama berjalannya pabrik.

6.3.2. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost / Biaya Produksi Merupakan total biaya yang keluar buat menghasilkan 1 produk. Isinya gabungan dari 3 jenis biaya seperti : direct, indirect, dan juga fixed manufacturing cost.

- Direct Cost / Biaya Langsung

Biaya yang menyentuh produk langsung. Contoh: bahan baku, gaji operator yang mengoperasikan mesin dan juga listrik untuk mesin produksi.

- Indirect Cost / Biaya Tidak Langsung

Biaya yang muncul karena ada pabriknya, tetapi tidak langsung berkaitan ke produk. Contoh: gaji mandor/supervisor, biaya perawatan gedung, biaya lab QC, asuransi pabrik, dll.

- Fixed Cost / Biaya Tetap

Biaya yang jumlahnya tetap, tidak peduli apabila produksi banyak atau sedikit. Contoh: cicilan mesin, pajak tanah, asuransi, gaji staf tetap. Ini menyangkut pada Fixed Capital Investment.

- General Expenses / Biaya Umum

Merupakan biaya-biaya yang keluar buat menjalankan fungsi perusahaan, tetapi tidak ada hubungannya langsung dengan proses pembuatan produk di pabrik. Jadi tidak masuk ke Manufacturing Cost.

Contohnya: gaji bagian kantor/admin, gaji sales dan marketing, biaya iklan, biaya legal dan akuntansi, sewa kantor pusat.

6.3.3 General Expense

General Expense / Biaya Umum Ini merupakan pengeluaran untuk mengurus fungsi-fungsi perusahaan, tetapi tidak menyangkut ke proses produksi. Jadi merupakan hal yang berbeda dengan Manufacturing Cost.

6.4. Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui sejumlah keuntungan yang didapat besar atau kecil, dan begitu juga kondisi apakah pabrik tersebut layak berjalan atau tidak, maka dibutuhkan suatu analisa kelayakan.

6.4.1. Percent Return of Investment (ROI)

Return of Investment adalah biaya fixed capital yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat maupun dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan. Berikut persamaannya :

$$ROI = \frac{Profit}{FCI} \times 100 \%$$

Dengan :

ROI = % Return of Investment sebelum pajak / sesudah pajak

Profit = keuntungan sebelum pajak / sesudah pajak

FCI = fixed capital investment

(Aries, 1955)

6.4.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan sebuah penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment.

$$POT = \frac{FCI}{Keuntungan + Depresiasi} \times 100 \%$$

6.4.3. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara discounted cash flow uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur Mm. pabrik (present value). Dengan rumus :

$$\text{Umur Pabrik (n)} = \frac{FCI - SV}{Depresiasi}$$

$$(FC + WC)(1 + i)^n = (WC + SV) + [(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1]C$$

Dimana :

FC	= Fixed Capital
WC	= Working Capital
SV	= Salvage Value
C	= Cashflow
n	= Umur Pabrik (10 tahun)
i	= Nilai DCFR

6.4.4. Break Event Point (BEP)

Break event point, adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun juga kerugian). Kapasitas pabrik pada saat sales value sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi diatasnya.

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0,3 \times Ra}{Sa - Va - 0,7 \times Ra} \times 100 \%$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variable Expense*

Sa = *Annual Sales Value Expense*

6.4.5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point merupakan titik produksi terendah. Apabila pabrik berjalan dalam kondisi dibawah level ini, biayanya akan keluar menjadi lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \times Ra}{Sa - Va - 0,7 \times Ra} \times 100 \%$$

Dimana :

Ra = *Annual Regulated Expense*

V_a = Annual Variable Expense

S_a = Annual Sales Value Expense

6.5. Hasil Perhitungan

6.5.1 Physical Plant Cost (PPC)

Tabel 6.3 Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Purchased Equipment Cost	\$13.044.911,19	Rp212.097.210.994,21
2	Delivered Equipment Cost	\$1.956.736,68	Rp31.814.581.649,13
3	Instalasi Cost	\$3.913.473,36	Rp63.629.163.298,26
4	Pemipaan	\$3.261.227,80	Rp53.024.302.748,55
5	Instrumentasi	\$1.956.736,68	Rp31.814.581.649,13
6	Insulasi	\$1.304.491,12	Rp21.209.721.099,42
7	Listrik	\$2.608.982,24	Rp42.419.442.198,84
8	Bangunan	\$5.870.210,03	Rp95.443.744.947,40
9	Land & Yard Improvement	\$5.535.395,78	Rp90.000.000.000,00
Physical Plant Cost (PPC)		\$39.452.164,87	Rp641.452.748.584,95

6.5.2 Direct Plan Cost (DPC)

Tabel 6.4. Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Engineering and Construction	\$7.890.432,97	Rp128.290.549.716,99

6.5.3. Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 6.5. Fixed Capital Investment (FCI)

No	Fixed Capital	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Direct Plant Cost	\$47.342.597,84	Rp769.743.298.301,94
2	Contractor's Fee	\$4.734.259,78	Rp76.974.329.830,19
3	Contingency	\$11.835.649,46	Rp192.435.824.575,49
Fixed Capital Investment (FCI)		\$63.912.507,09	Rp1.039.153.452.707,62

6.5.4. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel 6.6. Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of expenses	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Raw Material	\$153.569.220,00	Rp2.496.881.947.980,00
2	Labor	\$180.084,88	Rp2.928.000.000,00
3	Supervision	\$18.008,49	Rp292.800.000,00
4	Maintenance	\$5.113.000,57	Rp83.132.276.216,61
5	Plant Supplies	\$766.950,09	Rp12.469.841.432,49
6	Royalty and patents	\$2.287.500,00	Rp37.192.462.500,00
7	Utilities	\$2.767.697,89	Rp45.000.000.000,00
Direct Manufacturing Cost (DMC)		\$164.702.461,91	Rp2.677.897.328.129,10

6.5.5. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Tabel 6.7. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expenses	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Payroll Overhead	\$27.012,73	Rp439.200.000,00
2	Laboratory	\$18.008,49	Rp292.800.000,00
3	Plant Overhead	\$54.025,46	Rp878.400.000,00
4	Packaging and Shipping	\$9.150.000,00	Rp148.769.850.000,00
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		\$9.249.046,68	Rp150.380.250.000,00

6.5.6 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 6.8. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expenses	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depreciation	\$6.391.250,71	Rp103.915.345.270,76
2	Property Taxes	\$1.278.250,14	Rp20.783.069.054,15
3	Insurance	\$1.278.250,14	Rp20.783.069.054,15
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		\$8.947.750,99	Rp145.481.483.379,07

6.5.7. Manufacturing Cost (MC)

Tabel 6.9. Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	\$164.702.461,91	Rp2.677.897.328.129,10
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	\$9.249.046,68	Rp150.380.250.000,00

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	\$8.947.750,99	Rp145.481.483.379,07
Manufacturing Cost (MC)		\$182.899.259,58	Rp2.973.759.061.508,17

6.5.8. Working Capital (WC)

Tabel 6.10. Working Capital (WC)

No	Type of Expenses	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Raw Material Inventory	\$6.980.419,09	Rp113.494.633.999,09
2	Inproses Inventory	\$6.980.419,09	Rp113.494.633.999,09
3	Product Inventory	\$10.397.727,27	Rp169.056.647.727,27
4	Extended Credit	\$18.801.369,86	Rp305.691.472.602,74
5	Available Cash	\$13.537.188,65	Rp220.101.150.257,19
Working Capital (WC)		\$56.697.123,97	Rp921.838.538.585,38

6.5.9. General Expense (GE)

Tabel 6.11. General Expense (GE)

No	Type of Expenses	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Administration	\$796.664,09	Rp12.952.961.432,49
2	Sales Expense	\$2.287.500,00	Rp37.192.462.500,00
3	Research	\$3.071.384,40	Rp49.937.638.959,60
4	Finance	\$10.980.000,00	Rp178.523.820.000,00

General Expense (GE)	\$17.135.548,49	Rp278.606.882.892,09
----------------------	-----------------	----------------------

6.5.10. Total Production Cost (TPC)

Tabel 6.12. Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expenses	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Manufacturing Cost (MC)	\$182.899.259,58	Rp2.973.759.061.508,17
2	General Expense (GE)	\$17.135.548,49	Rp278.606.882.892,09
Total Production Cost (TPC)		\$200.034.808,07	Rp3.252.365.944.400,26

6.5.11. Fixed Cost (Fa)

Tabel 6.13. Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	\$6.391.250,71	Rp103.915.345.270,76
2	Property Taxes	\$1.278.250,14	Rp20.783.069.054,15
3	Asuransi	\$1.278.250,14	Rp20.783.069.054,15
Fixed Cost (Fa)		\$8.947.750,99	Rp145.481.483.379,07

6.5.12. Variable Cost (Va)

Tabel 6.14. Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Raw Material	\$153.569.220,00	Rp2.496.881.947.980,00

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
2	Packaging and Shipping	\$9.150.000,00	Rp148.769.850.000,00
3	Utilities	\$2.767.697,89	Rp45.000.000.000,00
4	Royalty and Patent	\$2.287.500,00	Rp37.192.462.500,00
Variable Cost (Va)		\$167.774.417,89	Rp2.727.844.260.480,00

6.5.13. Regulated Cost (Ra)

Tabel 6.15. Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji Karyawan	\$180.084,88	Rp2.928.000.000,00
2	Payroll Overhead	\$27.012,73	Rp439.200.000,00
3	Supervision	\$18.008,49	Rp292.800.000,00
4	Plant Overhead	\$54.025,46	Rp878.400.000,00
5	Laboratorium	\$18.008,49	Rp292.800.000,00
6	General Expense	\$17.135.548,49	Rp278.606.882.892,09
7	Maintenance	\$5.113.000,57	Rp83.132.276.216,61
8	Plant Supplies	\$766.950,09	Rp12.469.841.432,49
Regulated Cost (Ra)		\$23.312.639,19	Rp379.040.200.541,19

Keuntungan (Profit)

Keuntungan yaitu :

Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp 3.719.246.250.000

Total Biaya Produksi. = Rp 3.252.365.944.400

Pajak keuntungan sebesar 30%

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 466.880.305.599,74

Keuntungan Setelah Pajak = Rp 326.816.213.919,82

6.6. Analisa kelayakan

6.6.1 Percent Return of Investment (ROI)

Rumus = $ROI = \frac{Profit}{FCI} \times 100 \%$

ROI sebelum pajak = $\frac{Rp\ 466.880.305.599,74}{Rp1.039.153.452.707,62} \times 100 \%$
= 45 %

ROI setelah pajak = $\frac{Rp\ 326.816.213.919,82}{Rp1.039.153.452.707,62} \times 100 \%$
= 31 %

Berdasarkan kriteria Aries & Newton, pabrik ETBE (Ethyl Tert-Butyl Ether) dikategorikan sebagai pabrik berrisiko tinggi (high-risk plant). Pabrik Risiko Tinggi dengan Minimum ROI sebelum pajak adalah 44% dan sesudah pajak 30%.

6.6.2 Pay Out Time (POT)

POT : Persamaan mencari nilai POT

$$POT = \frac{FCI}{Keuntungan+Depresiasi} \times 100 \%$$

POT sebelum Pajak :

$$= \frac{Rp1.039.153.452.707,62}{Rp466.880.305.599,74 + Rp103.915.345.270,76} \times 100 \%$$

$$= 1,82 \text{ tahun}$$

POT setelah Pajak :

$$= \frac{Rp 1.039.153.452.707,62}{Rp 326.816.213.919,82+Rp 103.915.345.270,76} \times 100 \%$$

$$= 2,41 \text{ tahun}$$

6.6.3 Break Event Point (BEP)

$$\text{Fixed Manufacturing Cost (Fa)} = \text{Rp } 145.481.483.379,07$$

$$\text{Variable Cost (VA)} = \text{Rp } 2.727.844.260.480,00$$

$$\text{Regulated Cost (Ra)} = \text{Rp } 379.040.200.541,19$$

$$\text{Penjualan Produk (Sa)} = \text{Rp } 3.719.246.250.000$$

$$\text{BEP} = \frac{Fa+0,3 \times Ra}{Sa-Va-0,7 \times Ra} \times 100 \%$$

$$= \frac{Rp 145.481.483.379,07 + 0,3 \times Rp 379.040.200.541,19}{Rp 3.719.246.250.000 - Rp 2.727.844.260.480,00 - 0,7 \times Rp 379.040.200.541,19} \times 100 \%$$

$$\text{BEP} = 36 \%$$

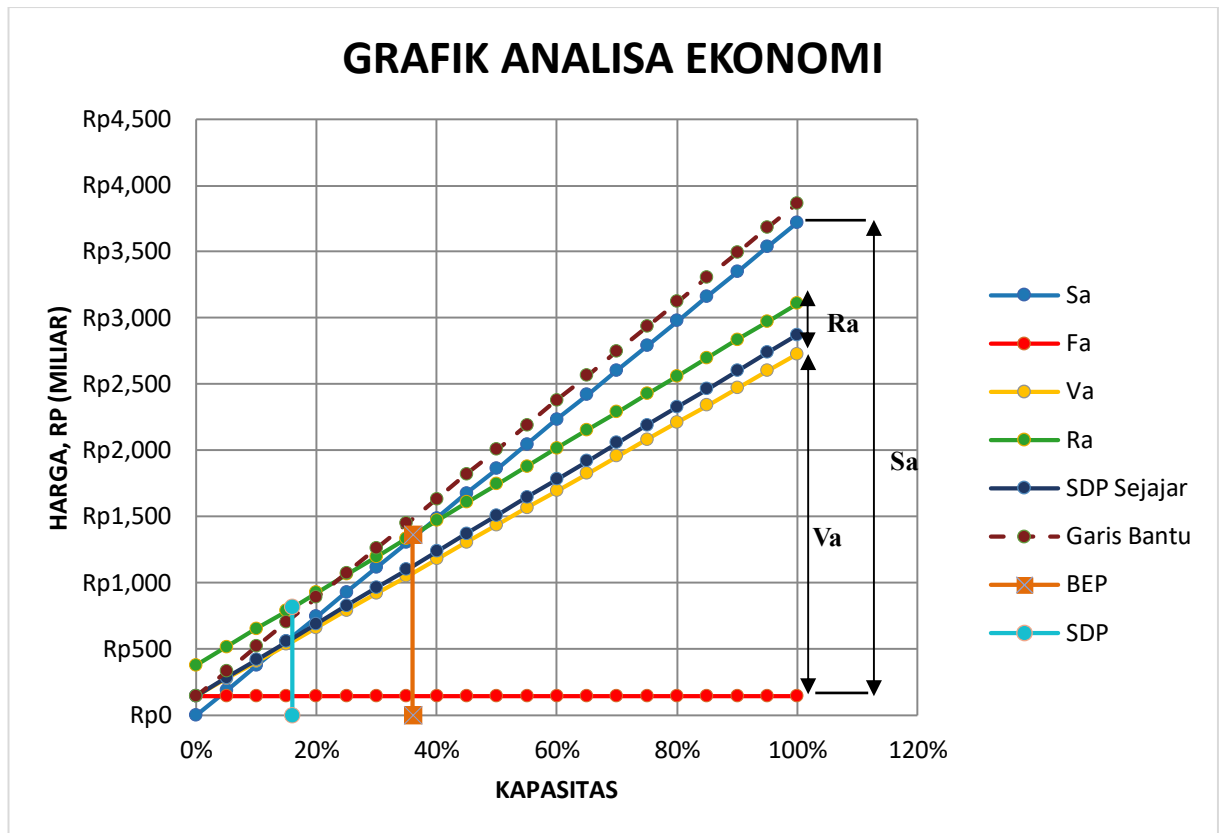
6.6.4 Shut Down Point (SDP)

$$\begin{aligned}\text{SDP} &= \frac{0,3 \times Ra}{Sa - Va - 0,7 \times Ra} \times 100 \% \\ &= \frac{0,3 \times \text{Rp } 379.040.200.541,19}{\text{Rp } 3.719.246.250.000 - \text{Rp } 2.727.844.260.480,00 - 0,7 \times \text{Rp } 379.040.200.541,19} \times 100 \% \\ \text{SDP} &= 16 \%\end{aligned}$$

6.6.5 Discounted Cash Flow (DCFR)

Umur Pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital (FC)	= Rp 1.039.153.452.707,62
Working Capital (WC)	= Rp 921.838.538.585,38
Cash Flow (CF).	= Rp 609.255.379.190,58
Salvage Value (SV)	= Rp 103.915.345.270,76
DCFR	= 29,95 %
Bunga Bank rata-rata saat ini	= 7% sampai 9%

Evaluasi ekonomi didasarkan pada grafik berikut ini :



Gambar 6.2 Grafik Analisa Ekonomi Pabrik

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Dalam perancangan pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether dari Isobutilena dan Etanol dengan kapasitas 150.000 ton/tahun dapat disimpulkan :

1. Produk Ethyl Tertiary Butyl Ether atau bisa disingkat ETBE merupakan salah satu pilihan senyawa aditif yang cukup menguntungkan dan bisa sebagai senyawa pengganti dari MTBE karena dalam penggunaannya di lingkungan ETBE tergolong senyawa aditif yang sangat baik, Dimana ETBE sendiri dapat ditambahkan pada bensin untuk menaikkan angka oktannya serta tidak meningkatkan penguapan pada bensin, senyawa ini juga menghasilkan kabut asap pembuangan yang lebih rendah dibandingkan dengan senyawa aditif lain seperti MTBE.
2. Cilegon merupakan salah satu kawasan industri yang sangat strategis untuk lokasi pembuatan pabrik Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE), pemilihan lokasi ini karena dekat dengan pabrik penyedia bahan baku yaitu Isobutilena yang diperoleh dari PT Chandra Asri Pacific Tbk yang berlokasi di Jalan raya. Anyer-Sirih, Cilegon, Banten. Untuk lokasi ini juga memudahkan dalam pemasaran baik dalam negeri maupun ke luar negeri karena berada dekat dengan pelabuhan sebagai tempat utama pengiriman barang transportasi laut.

3. Dalam proses pembuatan produk Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE) dirancang berdasarkan variable utama yaitu spesifikasi pada bahan baku, spesifikasi bahan pendukung, dan spesifikasi produk hal ini perlu diperhatikan agar proses berjalan lebih efektif dan efisien sehingga menghasilkan kualitas produk Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE) yang diinginkan.

4. Pada pabrik pembuatan Ethyl Tertiary Buthyl Ether (ETBE) jika ditinjau dari segi kondisi operasi maupun sifat bahan baku yang digunakan maka pabrik ini tergolong dalam pabrik beresiko rendah.

5. Dari analisa ekonomi yang dilakukan dapat diketahui :

- Untuk nilai Percent Return of Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 45 % dimana untuk standar nilai ROI pabrik beresiko tinggi pada pabrik pembuatan ETBE minimal sebesar 44 % dari Aries Newton, 1955.
- Untuk nilai Pay Out Time (POT) sebelum pajak sebesar 1,82 tahun dimana untuk standar nilai maksimal untuk POT pabrik beresiko tinggi yaitu 2 tahun.
- Untuk nilai Break Event Point (BEP) sebesar 36 % dimana untuk nilai standar BEP pabrik beresiko tinggi berada diantara 30 % sampai 50 %
- Untuk nilai Shut Down Point (SDP) sebesar 16 % dimana untuk nilai standar SDP pabrik beresiko tinggi berada diantara 15% sampai 40%

- Untuk nilai Discounted Cash Flow (DCFR) sebesar 29,95 %

7.2 saran

Pada perancangan suatu pabrik kimia hal yang sangat penting yaitu memahami konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik untuk itu perlu diperhatikan konsep-konsep dasar sebagai berikut :

- Optimasi dan pemahaman pada pemilihan alat proses maupun alat penunjang pabrik begitu juga dalam menentukan spesifikasi bahan baku yang akan digunakan agar pabrik dapat berjalan secara optimal
- Pada perancangan pabrik kimia akan selalu menghasilkan produk limbah yang dapat merusak lingkungan oleh karena perlu dilakukan juga upaya dan proses untuk mengolah kembali limbah hasil pembuangan pada pabrik, sehingga pabrik yang didirikan tergolong sebagai pabrik yang ramah lingkungan.
- Untuk produk Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE) mungkin dapat direalisasikan sebagai salah satu solusi yang tepat untuk penanganan masalah pada kondisi bahan bakar di Indonesia pada saat ini. Karena senyawa ini memiliki fungsi untuk menaikkan nilai oktan pada bahan bakar sehingga produk bahan bakar di Indonesia lebih baik kedepannya.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik. (2021). Statistic Indonesia. Indonesia: www.bps.go.id.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, Unit Operation, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, Process Equipment Design, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, Chemical Engineering, Vol 1 & 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Coulson, J. H. and Richardson, J. F., 1983, "Chemical Engineering Design" , Vol 6, Pergamon Press, Oxford.
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Himmelblau, D. M. and Riggs J. B., 2004, Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering, (7th ed), Prentice Hall, New Jersey.
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhauss, K.D., 1990, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd Ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Powell, Sheppard T. 1954. *Water Conditioning for Industri.* McGraw Hill International Book Company Inc. Tokyo

Ulrich, G.D 1984. *A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics.* John Wiley and Sons Inc. Kanada.

Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook.* McGraw Hill Company. New York.

Website :

<https://www.chemengonline.com/site/plant-cost-index/>

<https://www.researchgate.net/publication/312299309>

<https://www.matche.com>

LAMPIRAN

Lampiran A

Raktor

Fungsi : Mereaksikan etanol dan isobutilena menjadi etil tersier butil eter (ETBE)

Tipe : Unggun tetap banyak pipa (Fixed Bed Multitube)

Fase : Cair

Kondisi operasi : Non-adiabatis, Steady State dan non-isothermal

Tekanan (P) = 8 atm

Suhu (T) = 77,543 °C

Katalis = Amberlyst 15

Reaksi :



Komponen umpan masuk reaktor

komponen	kg/jam
i-C ₄ H ₈	13.134,176
TBA	208,039
C ₂ H ₅ OH	10.767,874
H ₂ O	348,655
ETBE	5.114,230
Total	29.572,974

Sifat fisis Komponen

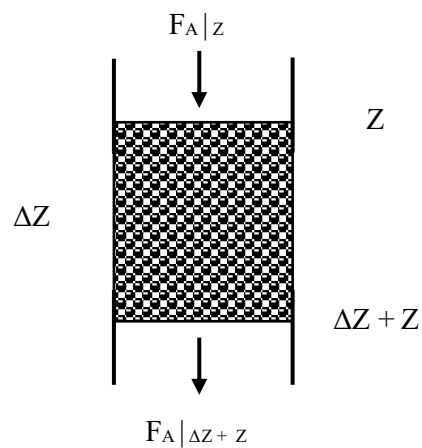
komponen	Mr	Tc (Kelvin)	Tb (Kelvin)	Pc (Bar)
i-C ₄ H ₈	56,107	417,900	266,250	39,990
TBA	74,123	506,210	355,570	39,720
C ₂ H ₅ OH	46,069	513,920	351,440	63,840
H ₂ O	18,015	647,130	373,150	220,550
ETBE	102,180	526,030	340,050	22,900

Asumsi :

1. Reaksi berlangsung pada fase cair dengan katalis padat.
2. Menggunakan katalis Amberlyst 15 yang bertahan lama.
3. Reaksi Eksotermis sehingga perlu luas perpindahan panas yang besar sehingga kontak dengan pendingin optimal.
4. Tidak memerlukan pemisah katalis dari cairan keluaran reaktor.
5. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube.

1. Persamaan Matematis

a. Neraca Massa pada Elemen Volume



Elemen volume pada tube : $\pi / 4 \times (\text{IDT})^2 \times \Delta Z$

Ditinjau dalam 1 buah tube, neraca massa etanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) dalam elemen volume pada kondisi steady state untuk reaksi pada tube setelah bereaksi sepanjang z satuan panjang dengan konversi x terhadap $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ masuk reaktor, persamaan neraca massa reaktan dijabarkan sebagai berikut :

Rate of input – Rate of output – Rate of reaction = Rate of accumulation

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} + (-r_A \cdot \rho_{\text{Bulk}} \cdot V) = 0$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} + (-r_A \cdot \rho_{\text{Bulk}} \cdot A \cdot \Delta Z) = 0$$

Dengan menggabungkan persamaan Δv ,

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} + \left(-r_A \cdot \rho_{\text{Bulk}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (\text{IDT})^2 \cdot \Delta Z \right) = 0$$

Membagi kedua ruas dengan ΔZ ,

$$\frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = -r_A \cdot \rho_{\text{Bulk}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (\text{IDT})^2$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -r_A \cdot \rho_{\text{Bulk}} \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (\text{IDT})^2$$

Untuk multitube,

$$\frac{dF_A}{dZ} = -r_A \cdot \rho_{\text{Bulk}} \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (\text{IDT})^2 \cdot N_t$$

Dimana,

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$\frac{dF_A}{dx} = -F_{A0}$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dx$$

Membagi kedua ruas dengan dz ,

$$\frac{dF_A}{dz} = -F_{A0} \cdot \frac{dx}{dz}$$

$$-F_{A0} \cdot \frac{dx}{dz} = -r_A \cdot \rho_{\text{Bulk}} \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (\text{IDT})^2 \cdot N_t$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{r_A \cdot \rho_{\text{Bulk}} \cdot \pi \cdot (\text{IDT})^2}{4 \cdot F_{A0}} N_t$$

Dengan:

r_A = laju reaksi, kgmol etanol / (kg katalis. Jam)

x = konversi reaksi menjadi $C_6H_{14}O$

ρ_{Bulk} = densitas bulk katalis, kg katalis / m^3

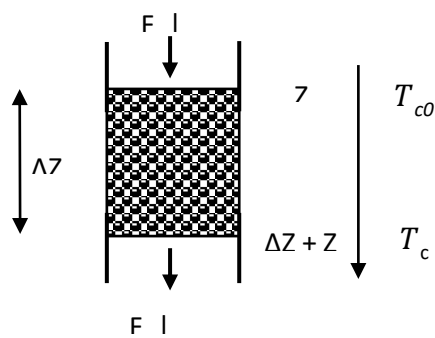
IDT = diameter dalam tube, m

Nt = jumlah tube

Z = tebal tumpukan katalis, m

b. Neraca Panas pada Elemen Volume

Reaktor jenis *fixed bed multitube* mirip dengan alat penukar panas (*heat exchanger*), Dimana reaktan mengalir di dalam tube-tube yang berisi tumpukan katalis dan pendingin mengalir di bagian shell.



$$R_{input} - R_{output} + R_{panasreaksi} = R_{akumulasi}$$

$$H|_z - \{(H|_{z+\Delta Z}) + U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot \Delta Z (T - T_c)\} + F_{A0} \cdot \Delta x (-\Delta H_R) = 0$$

$$H|_z - (H|_{z+\Delta Z}) - U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot \Delta Z (T - T_c) + F_{A0} \cdot \Delta x (-\Delta H_R) = 0$$

$$(H|_{z+\Delta Z}) - H|_z = F_{A0} \cdot \Delta x (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot \Delta Z (T - T_c)$$

Kedua ruas dibagi ΔZ :

$$H|_{z+\Delta Z} - H|_z = F_{A0} \cdot \Delta x (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot \Delta Z (T - T_c)$$

$$\frac{H|_{z+\Delta Z} - H|_z}{\Delta Z} = F_{A0} \cdot (-\Delta H_R) \cdot \frac{\Delta x}{\Delta Z} - U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot (T - T_c)$$

Limin ΔZ Mendekai 0

$$\frac{dH_i}{dZ} = -(\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dx}{dz} - U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot (T - T_c)$$

$$\Sigma f i C p i \frac{dT}{dZ} = -(\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dx}{dz} - U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot (T - T_c)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{-(\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dx}{dz} - U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot (T - T_c)}{\Sigma F i C p i}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{-(\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dx}{dz} - U_D \cdot \pi \cdot IDT \cdot (T - T_c) \cdot Nt}{\Sigma F i C p i}$$

c. Penurunan tekanan

Pressure drop aliran fluida menggunakan persamaan Ergun :

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{G^2}{D\rho} \times \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \times \left[\frac{150 \times (1-\varepsilon)}{D\rho x G/\mu} + 1,75 \right]$$

$$-\int_{P_O}^{P_L} dP = \frac{G^2}{D\rho} \times \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \times \left[\frac{150 \times (1-\varepsilon)}{D\rho x G/\mu} + 1,75 \right] \int_0^L dL$$

$$-(P_L - P_O) = \frac{G^2}{D\rho} \times \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \times \left[\frac{150 \times (1-\varepsilon)}{D\rho x G/\mu} + 1,75 \right] L$$

$$\frac{dP}{dZ} = -\frac{G^2}{D\rho} \times \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \times \left[\frac{150 \times (1-\varepsilon)}{D\rho x G/\mu} + 1,75 \right]$$

keterangan :

P_0 : Tekanan umpan pada saat masuk reaktor, atm

P_z : Tekanan umpan setelah keluar reaktor, atm

D : Diameter Tube, m

Z : Panjang Tube, m

ε : Porositas katalis

G : Kecepatan massa umpan, kg/jam

ρ : densitas umpan, kg/m³

μ : Viskositas umpan, kg/m.jam

$D\rho$: Diameter katalis, m

d. Neraca panas pendingin

Fluida pendingin yang mengalir didalam shell, mengalir berlawanan arah dengan aliran zat pereaksi yang mengalir lewat tube-tube.

Kecepatan panas input - Kecepatan panas output + perpindahan panas dalam sistem = kecepatan panas akumulasi

$$Wp.Cpp.Tc_Z - Wp.Cpp.Tc_{Z+\Delta Z} + U_D.A.(T - Tc) = 0$$

$$Wp.Cpp.(Tc_Z - Tc_{Z+\Delta Z}) = - U_D.ODT.\Delta Z.(T - Tc)$$

$$\frac{Tc|_{Z+\Delta Z} - Tc|_Z}{\Delta Z} = \frac{U_D.\pi.ODT.(T - Tc)}{Wp.Cpp}$$

$$\frac{Tc|_{Z+\Delta Z} - Tc|_Z}{\lim \rightarrow \Delta Z} = \frac{U_D.\pi.ODT.(T - Tc)}{Wp.Cpp}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D.\pi.ODT.(T - Tc)}{Wp.Cpp}$$

Multi Tube

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D.\pi.ODT.(T - Tc)}{Wp.Cpp} . Nt$$

Dengan:

Wp : Kecepatan alir pendingin (Kg/jam)

Cpp : Kapasitas panas pendingin (Kj/Kg.K)

T : Temperature reaksi (K)

T_c : Temperature pendingin (K)

2. Penyelesaian persamaan matematis dengan metode rungge kutta

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Rungge Kutta

$$z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$x_{a_{n+1}} = x_{a_n} + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) / 6$$

$$T_{g_{n+1}} = T_{g_n} + (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4) / 6$$

$$T_{p_{n+1}} = T_{p_n} + (m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4) / 6$$

$$P_{t_{n+1}} = P_{t_n} + (n_1 + 2n_2 + 2n_3 + n_4) / 6$$

k_1, l_1, m_1, n_1 : Konstanta Rungge Kutta ke 1

Konstanta Rungge Kutta ke 1

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

Konstanta Rungge Kutta ke 2

dievaluasi pada $x_{a_n} + k_1 / 2, T_{g_n} + l_1 / 2, T_{p_n} + m_1 / 2, P_{t_n} + n_1 / 2$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k_1 / 2, T_{g_n} + l_1 / 2, T_{p_n} + m_1 / 2, P_{t_n} + n_1 / 2$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k1/2$, $Tg_n + l1/2$, $Tp_n + m1/2$, $Pt_n + n1/2$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k1/2$, $Tg_n + l1/2$, $Tp_n + m1/2$, $Pt_n + n1/2$

Konstanta Rungge Kutta ke 3

dievaluasi pada $x_{a_n} + k2/2$, $Tg_n + l2/2$, $Tp_n + m2/2$, $Pt_n + n2/2$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k2/2$, $Tg_n + l2/2$, $Tp_n + m2/2$, $Pt_n + n2/2$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k2/2$, $Tg_n + l2/2$, $Tp_n + m1/2$, $Pt_n + n2/2$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k2/2$, $Tg_n + l2/2$, $Tp_n + m2/2$, $Pt_n + n2/2$

Konstanta Rungge Kutta ke 4

dievaluasi pada $x_{a_n} + k3$, $Tg_n + l3$, $Tp_n + m3$, $Pt_n + n3$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k3$, $Tg_n + l3$, $Tp_n + m3$, $Pt_n + n3$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k3$, $Tg_n + l3$, $Tp_n + m3$, $Pt_n + n3$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k3$, $Tg_n + l3$, $Tp_n + m3$, $Pt_n + n3$

3. Hasil perhitungan dengan metode Rungge kutta

Hasil Perhitungan Bed

Tinggi	Konversi	Temperature	Tpendingin	Pressure
(m)	(K)	(K)	(atm)	

=====

=====

0.0000	0.0000	313.1500	298.1500	8.0000
0.1000	0.1504	329.9072	298.3668	7.9933
0.2000	0.2465	339.8859	298.6969	7.9867
0.3000	0.3166	346.6019	299.0971	7.9800
0.4000	0.3713	351.3534	299.5446	7.9734
0.5000	0.4157	354.8185	300.0243	7.9667
0.6000	0.4529	357.3762	300.5263	7.9601
0.7000	0.4845	359.2472	301.0436	7.9535
0.8000	0.5120	360.5999	301.5708	7.9468
0.9000	0.5362	361.5589	302.1034	7.9402
1.0000	0.5577	362.2075	302.6381	7.9336
1.1000	0.5770	362.5991	303.1726	7.9270
1.2000	0.5943	362.7783	303.7050	7.9204
1.3000	0.6101	362.7842	304.2337	7.9138
1.4000	0.6245	362.6506	304.7571	7.9072
1.5000	0.6377	362.4056	305.2741	7.9006
1.6000	0.6499	362.0716	305.7837	7.8940
1.7000	0.6613	361.6630	306.2853	7.8875
1.8000	0.6718	361.1907	306.7783	7.8809
1.9000	0.6817	360.6648	307.2624	7.8743
2.0000	0.6908	360.0946	307.7375	7.8678

2.1000	0.6994	359.4886	308.2032	7.8612
2.2000	0.7075	358.8544	308.6592	7.8547
2.3000	0.7151	358.1989	309.1055	7.8481
2.4000	0.7223	357.5281	309.5419	7.8416
2.5000	0.7291	356.8471	309.9682	7.8351
2.6000	0.7355	356.1600	310.3845	7.8285
2.7000	0.7416	355.4690	310.7908	7.8220
2.8000	0.7474	354.7762	311.1873	7.8155
2.9000	0.7530	354.0839	311.5740	7.8090
3.0000	0.7583	353.3941	311.9512	7.8025
3.1000	0.7633	352.7086	312.3188	7.7960
3.2000	0.7681	352.0290	312.6771	7.7895
3.3000	0.7727	351.3567	313.0261	7.7830
3.4000	0.7771	350.6930	313.3660	7.7765
3.5000	0.7813	350.0388	313.6970	7.7700
3.6000	0.7854	349.3948	314.0191	7.7636
3.7000	0.7893	348.7617	314.3327	7.7571
3.8000	0.7931	348.1400	314.6379	7.7506
3.9000	0.7967	347.5300	314.9348	7.7442
4.0000	0.8001	346.9321	315.2237	7.7377
4.1000	0.8035	346.3466	315.5047	7.7313
4.2000	0.8067	345.7737	315.7780	7.7248
4.3000	0.8099	345.2135	316.0438	7.7184

4.4000	0.8129	344.6662	316.3022	7.7120
4.5000	0.8158	344.1317	316.5535	7.7056
4.6000	0.8186	343.6102	316.7979	7.6991
4.7000	0.8213	343.1015	317.0354	7.6927
4.8000	0.8240	342.6056	317.2664	7.6863
4.9000	0.8265	342.1223	317.4908	7.6799
5.0000	0.8290	341.6516	317.7090	7.6735
5.1000	0.8314	341.1932	317.9211	7.6671
5.2000	0.8338	340.7471	318.1273	7.6607
5.3000	0.8360	340.3131	318.3277	7.6544
5.4000	0.8382	339.8910	318.5224	7.6480
5.5000	0.8404	339.4806	318.7117	7.6416
5.6000	0.8425	339.0816	318.8957	7.6352
5.7000	0.8445	338.6939	319.0745	7.6289
5.8000	0.8465	338.3172	319.2483	7.6225
5.9000	0.8484	337.9514	319.4172	7.6162
6.0000	0.8502	337.5961	319.5814	7.6098
6.1000	0.8521	337.2512	319.7410	7.6035
6.2000	0.8538	336.9165	319.8961	7.5972
6.3000	0.8556	336.5916	320.0469	7.5908
6.4000	0.8573	336.2764	320.1935	7.5845
6.5000	0.8589	335.9706	320.3360	7.5782
6.6000	0.8605	335.6740	320.4745	7.5719

6.7000	0.8621	335.3863	320.6091	7.5656
6.8000	0.8636	335.1073	320.7401	7.5593
6.9000	0.8651	334.8369	320.8674	7.5530
7.0000	0.8666	334.5747	320.9911	7.5467
7.1000	0.8680	334.3206	321.1115	7.5404
7.2000	0.8694	334.0743	321.2285	7.5341
7.3000	0.8708	333.8357	321.3424	7.5278
7.4000	0.8721	333.6044	321.4531	7.5216
7.5000	0.8734	333.3804	321.5607	7.5153
7.6000	0.8747	333.1633	321.6655	7.5090
7.7000	0.8759	332.9531	321.7674	7.5028
7.8000	0.8772	332.7494	321.8665	7.4965
7.9000	0.8784	332.5522	321.9630	7.4903
8.0000	0.8796	332.3612	322.0569	7.4841
8.1000	0.8807	332.1763	322.1482	7.4778
8.2000	0.8818	331.9972	322.2371	7.4716
8.3000	0.8830	331.8238	322.3236	7.4654
8.4000	0.8840	331.6559	322.4078	7.4592
8.5000	0.8851	331.4934	322.4898	7.4529
8.6000	0.8862	331.3361	322.5696	7.4467
8.7000	0.8872	331.1838	322.6474	7.4405
8.8000	0.8882	331.0364	322.7231	7.4343
8.9000	0.8892	330.8937	322.7968	7.4281

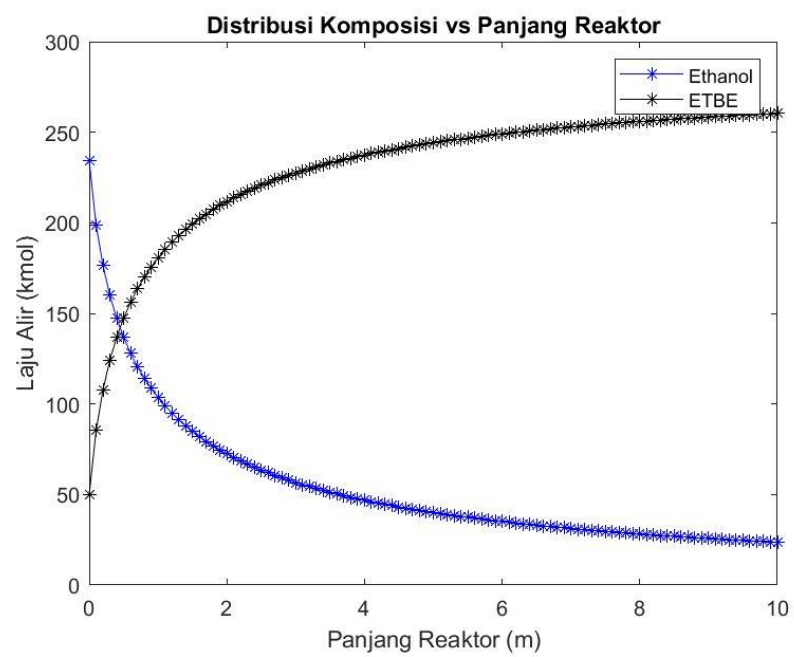
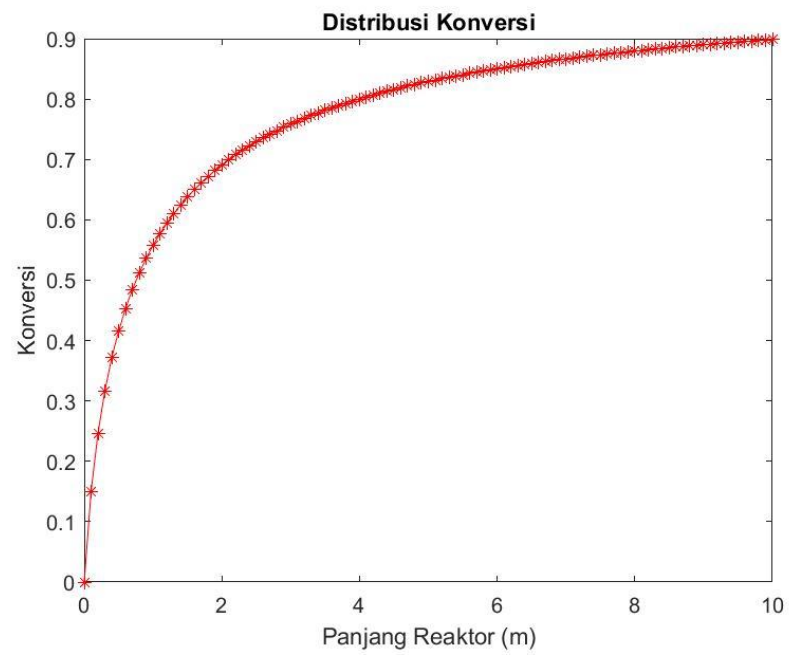
9.0000	0.8901	330.7556	322.8686	7.4219
9.1000	0.8911	330.6220	322.9385	7.4158
9.2000	0.8920	330.4927	323.0067	7.4096
9.3000	0.8930	330.3675	323.0731	7.4034
9.4000	0.8939	330.2464	323.1378	7.3972
9.5000	0.8947	330.1293	323.2008	7.3911
9.6000	0.8956	330.0159	323.2623	7.3849
9.7000	0.8965	329.9062	323.3222	7.3788
9.8000	0.8973	329.8000	323.3806	7.3726
9.9000	0.8981	329.6973	323.4376	7.3665

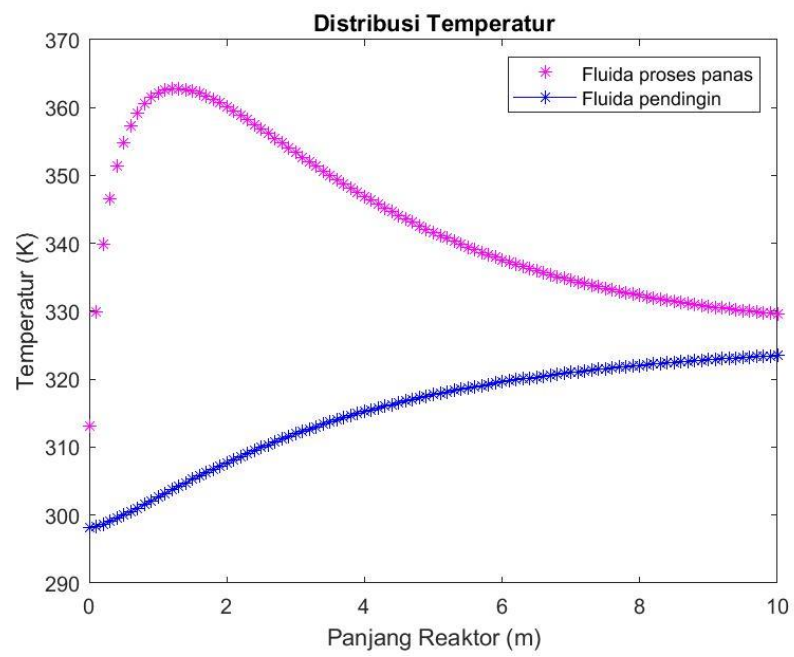
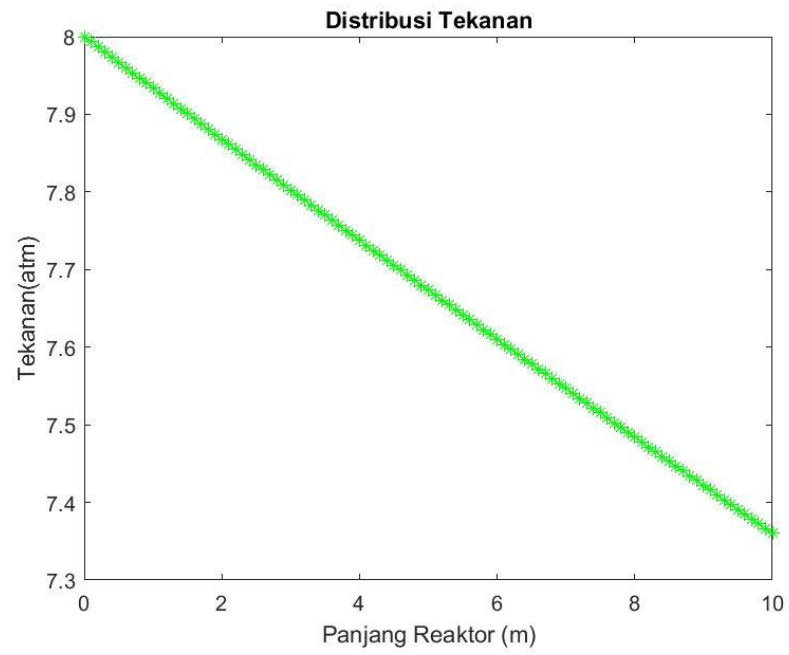
Tout = 350.6930 K

TPOut = 313.3660 K

Pout = 7.7765 atm

pressure_drop = 0,2235 atm

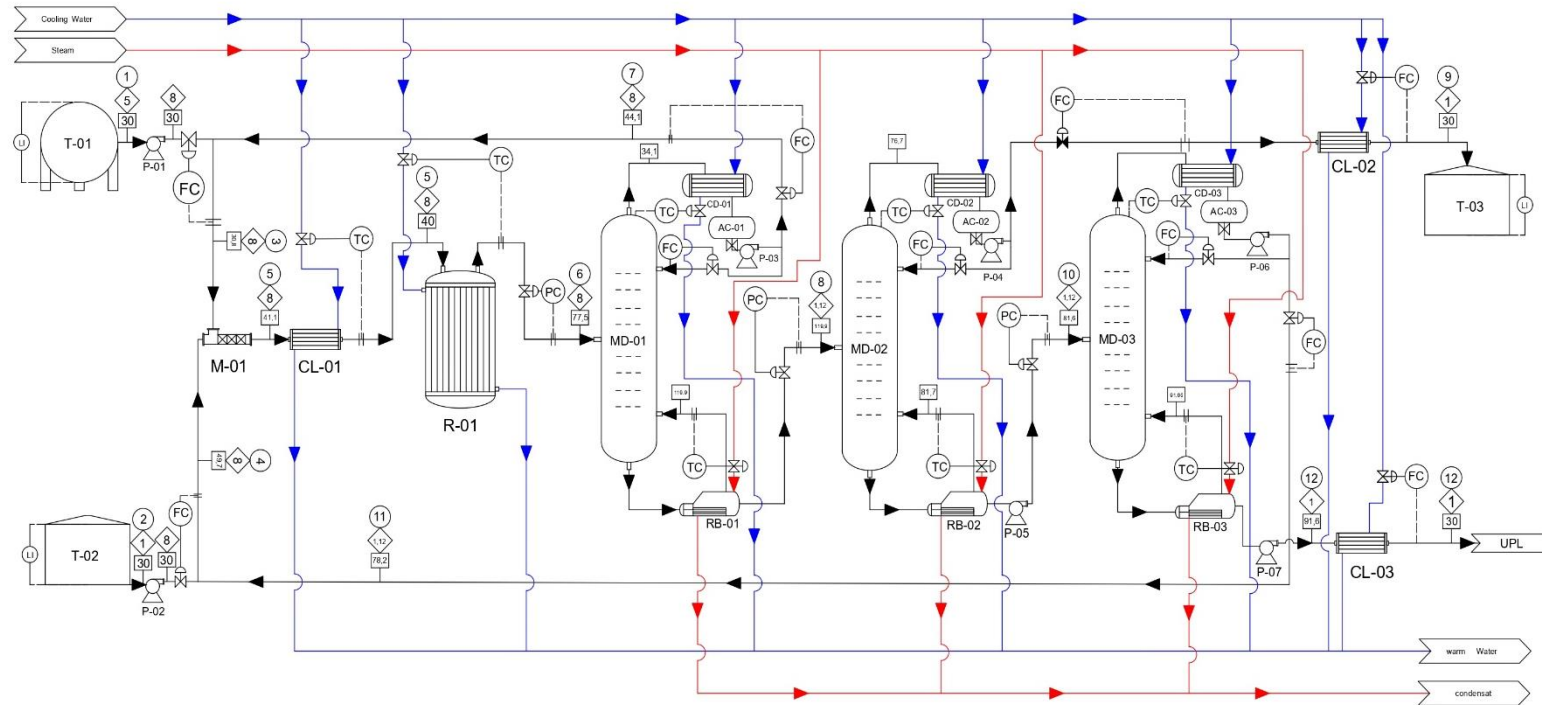




PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTHYL ETHER DARI ISOBUTILEN DAN ETANOL

KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN



Keterangan Alat	
T	Tangki
P	Pompa
M	Mixer
R	Reaktor
MD	Menara Distilasi
CD	Condensor
AC	Akumulator
RB	Reboiler
CL	Cooler

Keterangan flow diagram	
	Suhu (C)
	Nomor arus
	Tekanan (atm)
	Level ketinggian
	Flow control
	Pressure control
	Temperature Control
	Pipa
	listrik
	Steam
	Air

Komponen	Nomor arus (Kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
i-C4H8	10.220,902	-	13.134,176	0,000	13.134,176	2.942,701	2.913,274	29,427	29,427	0,000	0,000	0,000
TBA	103,627	-	103,664	104,375	208,039	208,039	0,037	208,002	0,000	208,002	104,375	103,627
C2H5OH	-	9.492,398	0,946	10.766,927	10.767,874	2.399,932	0,946	2.398,986	746,404	1.652,582	1.274,529	378,053
H2O	-	346,909	0,002	348,653	348,655	348,655	0,002	348,653	0,000	348,653	1,743	346,909
ETBE	-	-	23,674	5.090,556	5.114,230	23.673,632	23,674	23.649,958	18.163,563	5.486,395	5.090,556	395,839
Total	10.220,902	9839,307	13.134,176	16.310,512	29.572,959	29.572,959	2.937,933	26.635,026	18.939,394	7.695,631	6.471,204	1.224,427



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTHYL ETHER
DARI ISOBUTILEN DAN ETANOL KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh :	Nomor Induk Mahasiswa
Nama :	
1. Ali Rohman	19521143
2. Muhammad Khoirun Nizar	19521154

Dosen Pembimbing : Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ali Rohman
No. MHS : 19521143
2. Nama Mahasiswa : Muhammad Khoirun Nizar
No. MHS : 19521154
- Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK ETHYL TERTIARY BUTHYL ETHER DARI ISOBUTHYLENE DAN ETHANOL Kapasitas 150.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **4/15/2026**

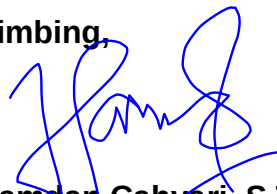
Batas Akhir Bimbingan : **10/12/2026**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	24 Juli 2024	Bimbingan awal penentuan Kapasitas Pabrik	
2	24 September 2025	Penentuan metode yang digunakan dalam proses pembuatan ETBE Serta Kinetika dan Temonidamika prosesnya.	
3	03 Oktober 2025	Penentuan Perancangan dan Spesifikasi Produk	
4	09 Oktober 2025	Konsultasi terkait Penentuan Diagram Alir Proses Kualitatif	
5	14 Oktober 2025	Penentuan Perancangan Proses dan Penentuan Neraca Massa	
6	12 Januari 2025	Konsultasi terkait Diagram Alir, Neraca Massa, dan juga Pemilihan Reaktor	
7	22 Januari 2026	Konsultasi terkait Proses Perancangan Reaktor	
8	04 Februari 2026	Konsultasi terkait Metode Runge Kutta dalam menentukan konversi pada Reaktor	
9	06 Mei 2026	Konsultasi terkait hasil akhir Rancangan Reaktor Fixed Bed Multitube	
10	25 Mei 2026	Konsultasi terkait penggunaan Menara Distilasi	
11	10 Juni 2026	Konsultasi terkait hasil akhir Rancangan Menara Distilasi kemudian dilanjutkan pada Alat-alat berikutnya	
12	17 Juni 2026	Konsultasi Terkait pembuatan PEFD dan perancangan Naskah Tugas Akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 24 Juni 2026

Pembimbing,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.